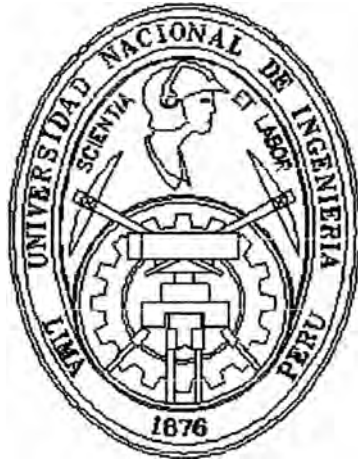


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y MANUFACTURERA



“EXPERIENCIA EN PLANTA DE CONCENTRACIÓN DE MINERALES DE COBRE-PLOMO-ZINC POR FLOTACIÓN”

INFORME TECNICO

Para optar el Título Profesional de
INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR
Jorge Cronwell Aguilar Gálvez

Promoción 90 - I

LIMA - PERÚ
2000

***Este trabajo lo dedico a mis padres y hermanos,
por su apoyo constante, a mis amigos y compañeros de trabajo,
sin cuya ayuda no hubiera sido posible concluir este informe, y a mi
Casa de Estudios, por haberme brindado la oportunidad de adquirir
los conocimientos para desempeñarme en una profesión que me ha
dado muchas satisfacciones.***

INDICE

I.	INTRODUCCION	7
II.	ACTIVIDAD PROFESIONAL	9
	II.A.- ORGANO EMPRESARIAL	10
	II.A.1.- Nombre y Razón social de la Empresa	10
	II.A.1.1.- Reseña Histórica	10
	II.A.2.- Sector Productivo	11
	II.A.3.- Estructura Orgánica	11
	II.A.4.- Líneas de Producción	13
	II.A.4.1.- Descripción de las Operaciones	
	en la Planta Concentradora Yauliyacu.	13
	II.A.4.2.- Reseña Histórica.	13
	II.A.4.3.- Mineralogía.	14
	II.A.4.4.- Procesamiento	15
	II.A.4.4.1.- Sección Chancado	15
	II.A.4.4.2.- Sección Molienda	18
	II.A.4.4.3.- Sección Flotación	21
	II.A.4.4.4.- Eliminación de Agua	26
	II.A.4.4.5.- Disposición de Relaves	27
	II.A.4.4.6.- Agua Industrial	29
	II.A.4.4.7.- Suministro de Energía Eléctrica	29
	II.A.4.4.8.- Suministro de Aire Comprimido	29
	II.A.4.5.- Control de Proceso	30
	II.A.4.5.1.- Instrumentación Básica – Molienda	30
	II.A.4.5.2.- Instrumentación Básica – Flotación	31
	II.A.4.6.- Calidad de los Concentrados Producidos	32
	II.A.4.7.- Contaminación Ambiental	33
	II.A.5.- Layout de la Unidad de Producción	34
	II.B.- TRABAJO PROFESIONAL DESARROLLADO	37

II.B.1.- Condición laboral	38
II.B.2.- Cargo Desempeñado.	38
II.B.3.- Funciones Asignadas al Cargo.	38
II.B.4.- Tiempo de Prestación de Servicios.	38
II.C.- FUNCIONES DESEMPEÑADAS QUE NECESITARON EL CONOCIMIENTO DE TECNICAS PROFESIONALES.	39
II.C.1.- Técnicas de Ingeniería Empleadas	40
II.C.2.- Cantidad y Tipo de Personal Administrado.	40
II.C.3.- Formato de Registro de Actividades.	41
II.D.- OBJETIVOS, ALCANCES Y CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE CADA ACTIVIDAD.	46
II.D.1.- Supervisor de Operaciones	47
II.D.2.- Control Metalúrgico.	48
I.D.3.- Controles Operativos.	48
II.D.4.- Seguridad.	49
II.E.- DESARROLLO Y SUSTENTACION DE LOS CONCEPTOS FUNDAMENTALES.	51
II.E.1.- Diagnostico de la Minería del Cobre, Plomo y Zinc en el Perú	52
II.E.2.- Mineralogía.	57
II.E.3.- Operaciones Unitarias para la Flotación	59
II.E.4.- Conminución	60
II.E.5.- Chancado	61
II.E.5.1. Circuitos de Chancado.	61
II.E.5.1.1. Chancado Primario	64
II.E.5.1.2. Chancado Secundario	64
II.E.5.1.3. Chancado Terciario	65
I.E.5.2. Principales Equipos de Chancado	65
II.E.5.2.1.- Chancadoras de quijada	65
II.E.5.2.2.- Chancadoras giratorias	67

II.E.5.2.3.- Chancadoras cónicas	68
II.E.6.- Tamizado.	70
II.E.6.1. Superficies de Tamizado.	71
II.E.6.2. Factores que Afectan la Performance	72
II.E.6.3. Equipos de Cribado Industrial	74
II.E.7.- Molienda.	76
II.E.7.1. Movimiento de la Carga en el Molino.	77
II.E.7.2. Componentes de un Molino	78
II.E.7.3. Circuitos de Molienda	82
II.E.7.4. Tipos de Molinos.	84
II.E.7.4.1. Molinos de Barras	85
II.E.7.4.2. Molinos de Bolas	86
II.E.8.- Clasificación	88
II.E.8.1. Tipos de Clasificadores.	89
II.E.8.1.1. Clasificadores Mecánicos	89
II.E.8.1.2. El Hidrociclón	90
II.E.9.- Flotación.	92
II.E.9.1. Agentes de Flotación.	92
II.E.9.1. Colectores.	94
II.E.9.2. Espumantes.	95
II.E.9.2.1.- Acción Espumante	96
II.E.9.2.2.- Tipos de Espumantes	96
II.E.9.3. Modificadores	97
II.E.9.3.1.- Activadores	97
II.E.9.3.2.- Depresores	97
II.E.9.3.3.- Modificadores de pH	98
II.E.9.4. Circuitos de Flotación	99
II.E.9.5. Equipos de Flotación.	101
II.E.9.5.1. Celdas Mecánicas.	103
II.E.9.5.2. Celdas Columna.	105
II.E.10.- Eliminación de Agua.	108

II.E.10.1.	Sedimentación.	108
II.E.10.2.	Espesadores.	109
	II.E.10.2.1. Tipos de Espesadores.	111
II.E.10.3.	Filtración.	113
	II.E.10.3.1 El Medio Filtrante	114
	II.E.10.3.2 Tipos de Filtros.	115
II.E.10.4.	Secado	118
II.E.11.-	Disposición de relaves	119
	II.E.11.1. Métodos de disposición de relaves	120
	II.E.11.2. Reutilización de aguas de relaves	124
II.E.12.-	Flotación de Menas de Cobre, Plomo y Zinc	125
	II.E.12.1. Menas de Cobre	126
	II.E.12.2. Menas de Plomo-Zinc.	127
	II.E.12.3. Menas de Zinc.	128
	II.E.12.4. Menas de Cobre-Plomo-Zinc.	130
II.F.-	DESARROLLO DE LOS CONCEPTOS	
	COMPLEMENTARIOS	131
II.F.1.-	Procesos de Molienda en Circuito Cerrado	132
II.F.2.-	Clasificación en Hidrociclones	134
	II.F.2.1. Eficiencia de Hidrociclones	134
	II.F.2.2. Dimensionamiento y Selección	144
II.F.3.-	Balance de la Sección Molienda	151
	II.F.3.1. Cálculo del Balance de Materiales	151
	II.F.3.2. Cálculo de los Caudales Basado en ensayos de Componentes Múltiples	152
	II.F.3.3. El Método de los Multiplicadores de Lagrange	153
II.F.4.-	Cálculo del Tamaño Máximo de los Elementos de Molienda	160
II.F.5.-	Work Index de Bond	165

II.G.- ANALISIS TECNICO DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACION	168
II.G.1.- Antecedentes	169
II.G.2.- Análisis del Circuito	170
II.G.2.1.- Circuito N° 1.	171
II.G.2.2.- Circuito N° 2	176
II.G.2.3.- Circuito N° 3	181
II.G.2.4.- Circuito N° 4.	187
II.H.- DETERMINACION DE LA PERFORMANCE.	192
II.H.1.- Fórmula de Dos Productos.	193
II.H.2.- Fórmula de Tres Productos	194
II.H.3.- Balance metalúrgico.	197
II.I.- EVALUACIONES ECONOMICAS.	200
II.I.1.- Valorización de Concentrados	201
II.J.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	208
II.J.1.- Conclusiones	209
II.J.2.- Recomendaciones	211
III. COMENTARIOS FINALES	212
IV.- BIBLIOGRAFIA	215
V.- APENDICE.	219
V.1.- Coeficientes Técnicos de La Planta Concentradora	220
V.2.- Equipos de Planta	223
V.3.- Instrumentación de Planta	224
V.5.- Resumen de Cálculos de Molienda	225
V.5.1.- Circuito N° 1	225
V.5.2.- Circuito N° 2	235
V.5.3.- Circuito N° 3	245
V.5.4.- Circuito N° 4	258
IV.6.- Formato de Registro de Actividades	271

I.- INTRODUCCION

El presente informe esta basado en la experiencia adquirida como Supervisor de Operaciones de Planta Concentradora, entre los años 1993 a 1999 en la Empresa Minera del Centro del Perú S.A., unidades Cerro de Pasco y Casapalca, esta última bajo administración privada desde mayo de 1997 con el nombre de Empresa Minera Yauliyacu S.A..

El informe cubre los aspectos conceptuales del procesamiento de minerales orientado hacia los minerales polimetálicos que contienen cobre, plomo y zinc, y que deben ser tomados muy en cuenta sobre todo como fundamentos para el desarrollo de la actividad profesional en el área del Procesamiento de Minerales y Concentración por Flotación, en la que hay una amplia participación de Ingenieros Químicos.

Además, se muestran cálculos para la evaluación de la performance de la sección molienda-clasificación de la Planta Concentradora Yauliyacu (ex Casapalca). Como se explicará en su debida oportunidad, la sección molienda-clasificación es de gran importancia debido a que debe proporcionar las condiciones de tamaño de partícula ó granulometría apropiada para el éxito de la flotación y porque ésta es una de las secciones donde se produce en un alto consumo de energía. En la evaluación de la performance se ha recurrido a herramientas matemáticas para los cálculos de balance de materiales y a conceptos conocidos de eficiencia de hidrociclones; como conclusión de dichos cálculos, se llegará a establecer la necesidad del cambio de los elementos molturantes para mejorar la performance energética. Los datos de análisis granulométricos corresponden a muestreos hechos en planta en los últimos 7 años.

II.- ACTIVIDAD PROFESIONAL

Cargo: Supervisor de Operaciones de Planta Concentradora

II.A.- ORGANO EMPRESARIAL

II.A.1.- DATOS DE LA EMPRESA

EMPRESA MINERA YAULIYACU S.A.

Fecha de constitución	02 de agosto de 1996
Inicio de actividades	01 de mayo de 1997
Objeto social	Minería
Clasificación CIU	Gran División A, grupo 2303
Domicilio fiscal y ubicación del centro minero y concentradora	Carretera Central Km 120 Distrito de Chicla Provincia de Huarochirí Lima

II.A.1.1.- RESEÑA HISTORICA.

La compañía fue constituida por escritura pública de fecha 2 de agosto de 1996 como persona jurídica, bajo la forma de Empresa Estatal de Derecho Privado, siendo el Estado Peruano titular del 100% del capital social de la empresa, a través de Centromin Perú S.A. (Centromin). Inició sus actividades económicas el 1ro de mayo de 1997. Su actividad económica principal es dedicarse en general a las actividades propias de la industria minera, tales como cateo, prospección, exploración, desarrollo, explotación, operaciones de labor general, beneficio y refinación.

Con fecha 25 de febrero de 1997, la Compañía Minera Casapalca S.A. se adjudicó el 99.81% de las acciones de la compañía puesta a la venta por el Comité Especial de Privatización (CEPRI) al amparo de la Ley de Promoción de la Inversión Privada. Compañía Minera Casapalca ha cedido su derecho a la Compañía Minera Yuracmayo S.A. (Yuracmayo), autorizado por el CEPRI-CENTROMIN según acuerdo de

Nº 33-97 de fecha 24 de abril de 1997. Yuracmayo efectuó el pago el 30 de abril de 1997, comprometiéndose a un programa de inversión en la compañía, en un plazo de hasta 5 años, por la suma de US\$ 110.200 millones.

De acuerdo con el contrato de transferencia de acciones a Yuracmayo, la compañía ha asumido el pago de US\$ 4'050 000, en cuotas fijas anuales hasta 1999, a Centromin por asuntos ambientales relacionados con el abandono técnico de depósitos de relaves, por el cual Centromin asume la responsabilidad exclusiva de los asuntos ambientales ante terceros.

II.A.2.- SECTOR PRODUCTIVO.

Sector minería

Clasificación CIU

Gran División A, grupo 2303

II.A.3.- ESTRUCTURA ORGANICA.

En la Figura 1 se muestra el organigrama general de la Empresa, y en la siguiente página, la Figura 2 se muestra un organigrama expandido.

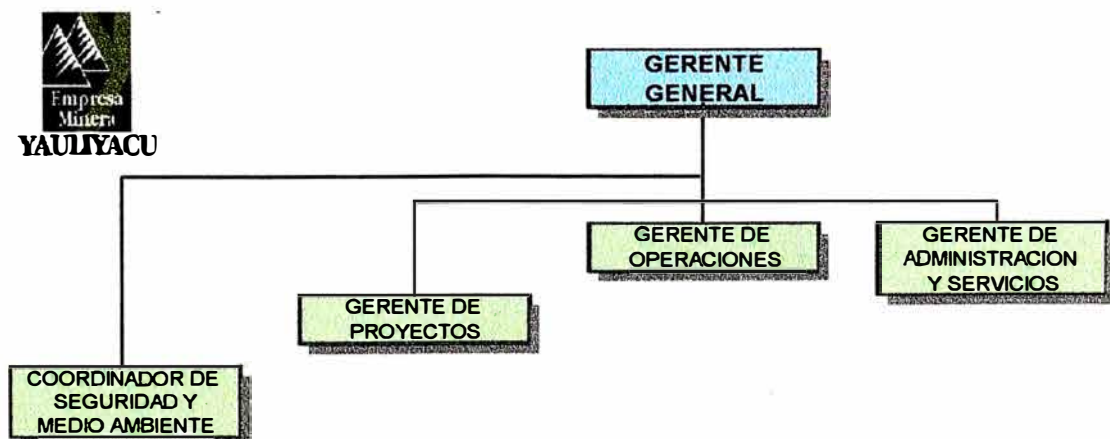


Fig. 1.- Organigrama general de la Empresa.

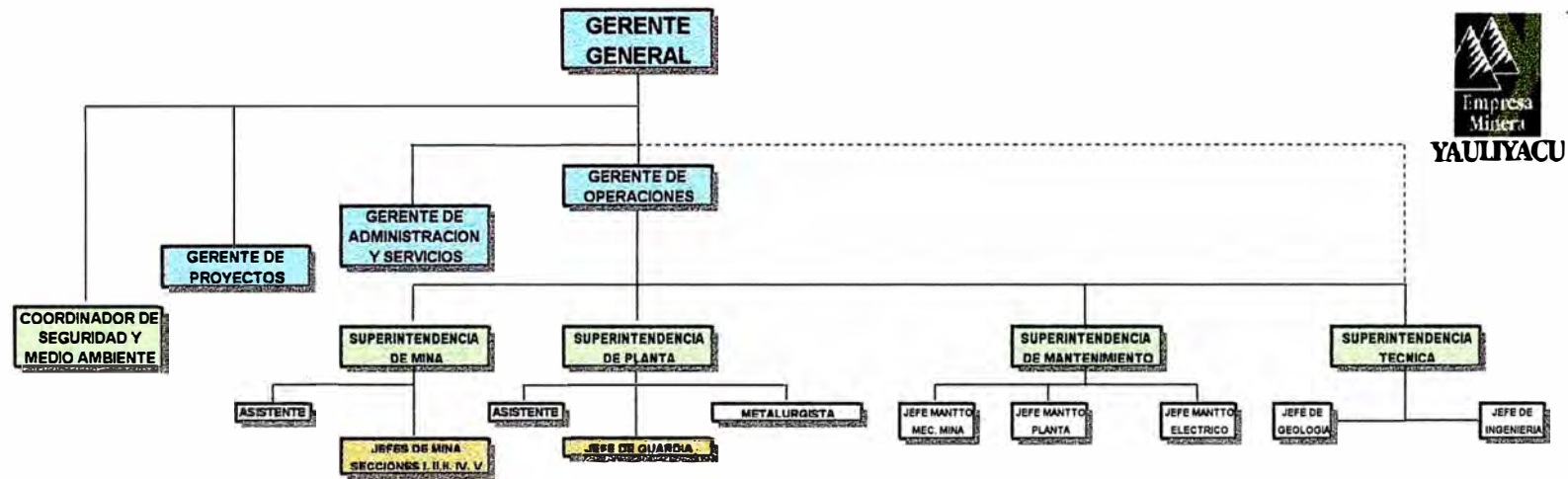


Fig. 2.- Estructura Organica de la Empresa

II.A.4.- LINEAS DE PRODUCCION.

La Empresa produce concentrados de Cobre-Plomo (comercializado como concentrado "bulk") y Zinc, con contenidos de plata, utilizando como materia prima el mineral extraído de labores subterráneas propias.

II.A.4.1.- DESCRIPCION DE LAS OPERACIONES EN LA PLANTA CONCENTRADORA YAULIYACU

La Concentradora Casapalca de la Empresa Minera Yauliyacu S.A. se encuentra a 120 Km. de la ciudad de Lima y a 4,200 metros sobre el nivel del mar.

Procesa minerales de cobre, plomo, zinc y plata por el método de flotación diferencial, la composición mineralógica es compleja tanto por la diversidad de especies como por el tamaño de intercrecimiento de los valores entre las especies. Los valores metálicos de plomo y zinc se presentan en forma de sulfuros (galena, esfalerita), los del cobre en forma de sulfosales (tetraedrita). La mineralización de la plata es variada y compleja, se encuentra en la argentita, bornita, bournonita, calcopirita, galena, pirita, tetraedrita.

El mineral que se alimenta a la planta es una mezcla de minerales procedentes de las diferentes secciones de la mina y que proceden en su mayor parte de cuerpos (60%) y en menor cantidad de vetas (40%) que aseguran buenos resultados metalúrgicos.

II.A.4.2.- RESEÑA HISTORICA

En el siglo XIX la compañía Backus & Jhonston era la propietaria de los denuncios del área de Casapalca e iniciaron las operaciones de explotación de las estructuras mineralizadas del Distrito, ya en el actual siglo por el año 1918 la compañía "Cerro de Pasco Corporation" adquirió estas concesiones iniciándose con ello una etapa de desarrollo y por el

año 1920 el tratamiento de sus minerales pasó de una planta de concentración gravimétrica a concentración por el método de flotación.

El 1ro. de Enero de 1974 el Gobierno creó la "Empresa Minera del Centro del Perú" que tomó posesión de la mina Casapalca.

En 1982 (8 de Enero) empezó a trabajar el molino Marcy de 9 x 12 pies para la molienda primaria. Por el mismo año en el mes de Agosto se efectuaron las pruebas para el bombeo del relave producido hacia el depósito de Chinchán con las bombas Wilson Snyder y el espesador Enviro Clear de 45 x 8 pies.

El año 1985 salió de operación el molino de bolas Marcy de 6 x 4 ½ pies N° 5 para ser reemplazado por el molino Denver de 6 x 12 pies procedente de Cobriza.

En el año 1988 se puso en operación el molino Dominion de 11.5 x 10 pies procedente de "Los Montes " para el reemplazo de dos molinos de 6 x 4 ½ pies de menor capacidad.

Para fines de su privatización, esta Unidad fue convertida en una filial de Centromin Perú S.A. bajo la denominación de Empresa Minera Yauliyacu S.A.. El respectivo concurso público internacional para la venta del 100% de sus acciones se cumplió exitosamente en la primera semana de diciembre de 1996. Su transferencia al nuevo propietario, Compañía Minera Yuracmayo S.A., una empresa nacional, se produjo el 30 de abril de 1997 previo abono de US\$ 9'100,000 por el 100% de las acciones y por dos concesiones mineras vecinas; el comprador asumió además un compromiso de inversión de US\$ 110.2 millones en los siguientes 5 años.

II.A.4.3.- MINERALOGIA.

La mineralización es relativamente simple, encontrándose los siguientes minerales:

(a) Grupo de sulfuros de mina de mayor abundancia:

- Galena PbS

- Esfalerita ZnS
- Tetrahedrita $\text{Cu}_3\text{SbS}_{3.25}$
- Chalcopirita CuFeS_2
- Tenantita $\text{Cu}_3\text{AsS}_{3.25}$

Adicionalmente se presentan otros minerales con valores pero de poca importancia, tales como:

- Argentita Ag_2S
- Bornita Cu_5FeS_4

(b) Minerales de ganga:

- Pirita FeS_2
- Calcita CaCO_3
- Cuarzo SiO_2
- Dolomita $\text{Ca.Mg}(\text{CO}_3)_2$
- Rodocrosita MnCO_3
- Barita BaSO_4

II.A.4.4.- PROCESAMIENTO

El procesamiento esta orientado a obtener dos concentrados: de plomo-cobre y plata denominado concentrado Bulk que es enviado por carretera a la Fundición de La Oroya, y concentrado de zinc que es despachado por carretera al Callao para exportación (Europa) y a la Refinería de Zinc de Cajamarquilla.

En el apéndice V.1. se indican los principales índices técnicos del proceso productivo.

Las secciones que comprende la planta Concentradora son:

II.A.4.4.1.- Sección Chancado

El flowsheet de esta sección se muestra en la Figura 3. Las diferentes secciones de la mina acumulan mineral en tres tolvas de gruesos de 500 toneladas de capacidad cada una, provistas de una

parrilla de 8" x 12" de abertura. El mineral grueso es recibido por la faja transportadora N° 1 de 36" x 1001 pies para descargarlo a un grizzly estacionario de 3" de abertura y una etapa de chancado primario en circuito abierto con una chancadora de quijada "KUE-KEN" de 24" x 36" que descarga a una faja transportadora N° 2 de 30" x 262 pies. La siguiente etapa es el chancado secundario para lo cual la carga ingresa a un cedazo vibratorio horizontal de 6 x 16 pies, con abertura de malla igual a 5/8 pulgadas; el producto fino es enviado a las tolvas de finos, mientras que los gruesos van a una chancadora Symons Standard de 5 ½ pies, el producto de esta constituye el alimento a la tercera etapa de chancado el cual es transportado por dos fajas de 36" x 273 pies N° 3 y 36" x 240 pies N° 4 que alimenta a dos cedazos vibratorios: un Ty Rocket y otro Rippl Flow, ambos de 6 x 16 pies con abertura de malla igual a ½ pulgada, y operan en paralelo. Los finos de ambos cedazos es el producto final de chancado y se almacena en las tolvas de finos, mientras que los gruesos ingresan a dos chancadoras giratorias Symons de cabeza corta de 5 ½ pies completando el circuito cerrado. Todos los finos de los cedazos son transportados por la faja transportadora N° 5

LEYENDA		
SECCION CHANCADO		
Nº	Cant.	Descripción
1	3	Tolvas de Mineral Grueso de 400 Toneladas
2	3	Alimentador de oruga de 36" x 15"
3	1	Faja Transportadora N° 1 de 36" x 1000'
4	1	Grizzly estacionario de 1 1/2" de abertura
5	1	Chancadora de Quijada Kue Ken de 24" x 36"
6	1	Faja Transportadora N° 2 de 30' x 262'
7	1	Faja transportadora Horizontal de 30" x 41'
8	1	Cedazo Vibratorio Horizontal N° 1 de 7' x 16'
9	1	Chancadora Symons Standar de 5,5'
10	1	Faja transportadora N° 3 de 36" x 273'
11	1	Faja Transportadora N° 4 de 36" x 240'
12	1	Cedazo Vibratorio N° 2 Ty Rocket de 6' x 16'
13	1	Cedazo Vibratorio N° 3 Rip Flow de 6' x 16'
14	2	Chancadora Symons de 5,5' Short Head
15	1	Faja Transportadora N° 5 de 30" x 735'
16	4	Tolva de finos metálica de 600 ton de capacidad.

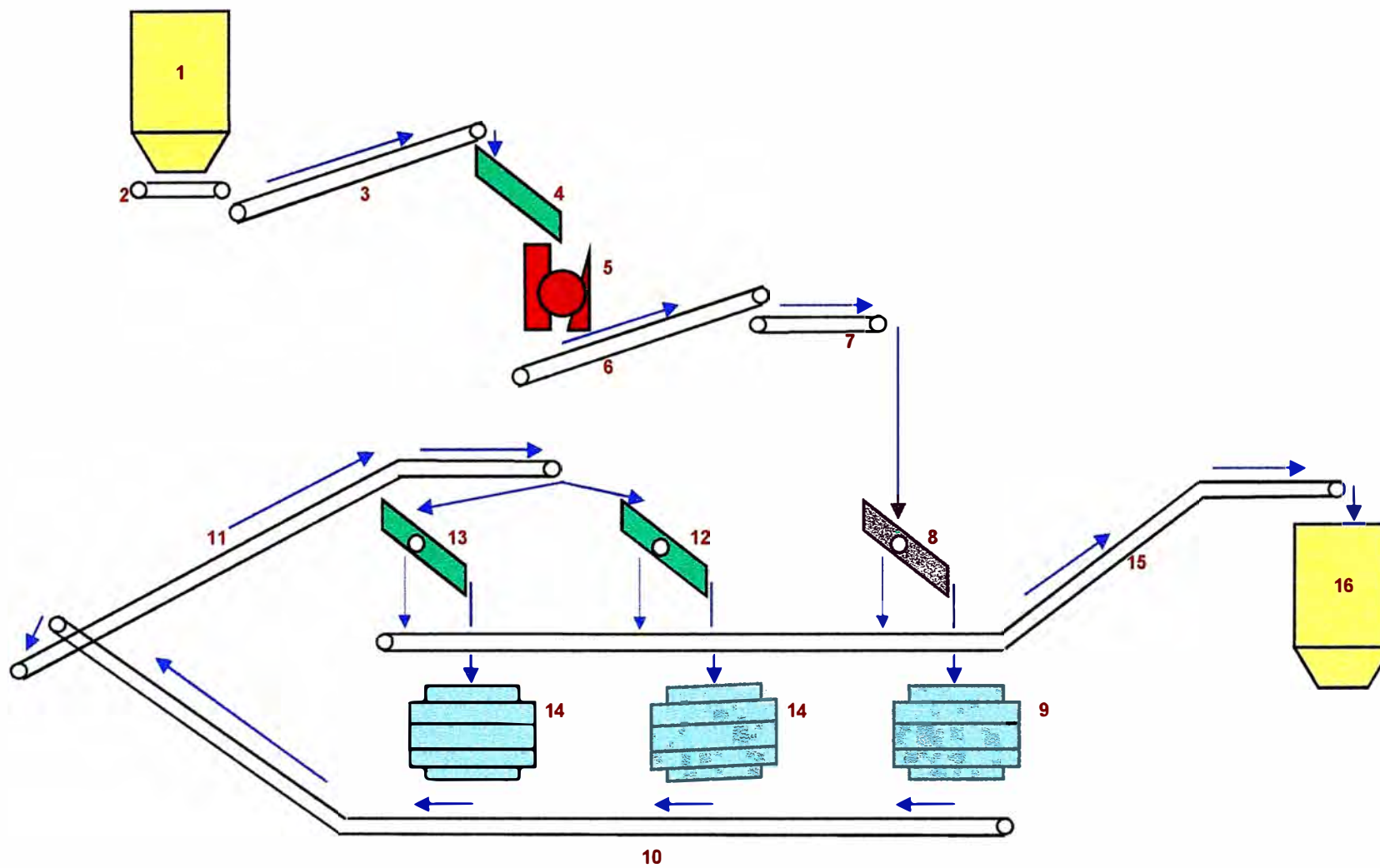


Fig. 3.- Flowsheet de la sección Chancado



Fig. 4.- Vista de las tolvas de acumulación de mineral chancado

de 30" x 735 pies hacia las cuatro tolvas de finos de 800 TM. de capacidad cada una (Figura 4).

II.A.4.4.2.- Sección Molienda

La capacidad de molienda es de 2900 TM por día. Para realizar la concentración de los minerales, previamente se debe realizar la **liberación de la partícula** de tal manera que facilite la selección de los sulfuros valiosos. Esta se inicia en la etapa de chancado, descrita anteriormente, y se complementa en la sección de molienda (Figura 5), en donde se da el tamaño requerido por cada sulfuro para realizar una buena selección.

Así, los sulfuros de plomo, en función del grado de concentrado y de las recuperaciones de cobre, plomo y plata requeridas económicamente, deben liberarse adecuadamente hasta una granulometría de 38%

menos 200 mallas medidas en la cabeza de flotación Bulk; mientras que los sulfuros de zinc debido al mayor grado de intercrecimiento con la ganga y otros sulfuros, necesitan una molienda más fina igual a 44 % menos 200 mallas medidas en la cabeza de flotación del circuito de zinc. La molienda primaria se efectúa en un molino de barras Marcy de 9 x 12 pies, con ejes de 3.5 pulgadas de diámetro; la pulpa obtenida se clasifica en un hidrociclón Krebs (Primario) de 15" de diámetro, los gruesos del ciclón se alimenta a la segunda etapa de molienda que se realiza en un molino de bolas Dominion de 11.5 x 10 pies, los finos del hidrociclón primario se envían hacia la flotación Bulk; la descarga del molino de bolas es clasificado nuevamente en otro hidrociclón Krebs (secundario) de 15" de diámetro, los gruesos retornan al molino de bolas cerrando el circuito de molienda secundaria y los finos junto con los finos del hidrociclón primario son considerados producto final de molienda y son enviados a la flotación Bulk.

Para el mineral de Casapalca se ha determinado que la recuperación óptima en la primera sección de flotación (concentrado bulk) se halla bajo la malla 65 y sobre la malla 400 (210 – 38 micrones), con una distribución granulométrica de 80% pasando la malla 35.

LEYENDA CIRCUITO DE MOLIENDA		
Nº	Cant.	Descripción
1	1	Molino de barras 9 x 12 pies (Marcy)
2	2	Bombas Wilfley 5K (Nº. 1 y 2)
3	1	Molino de bolas Dominion 10.5 x 11 pies
4	2	Bombas Wilfley 5K (Nº 3 y 4)
5	2	Hidrociclones Krebs D15
6	2	Hidrociclones Krebs D15

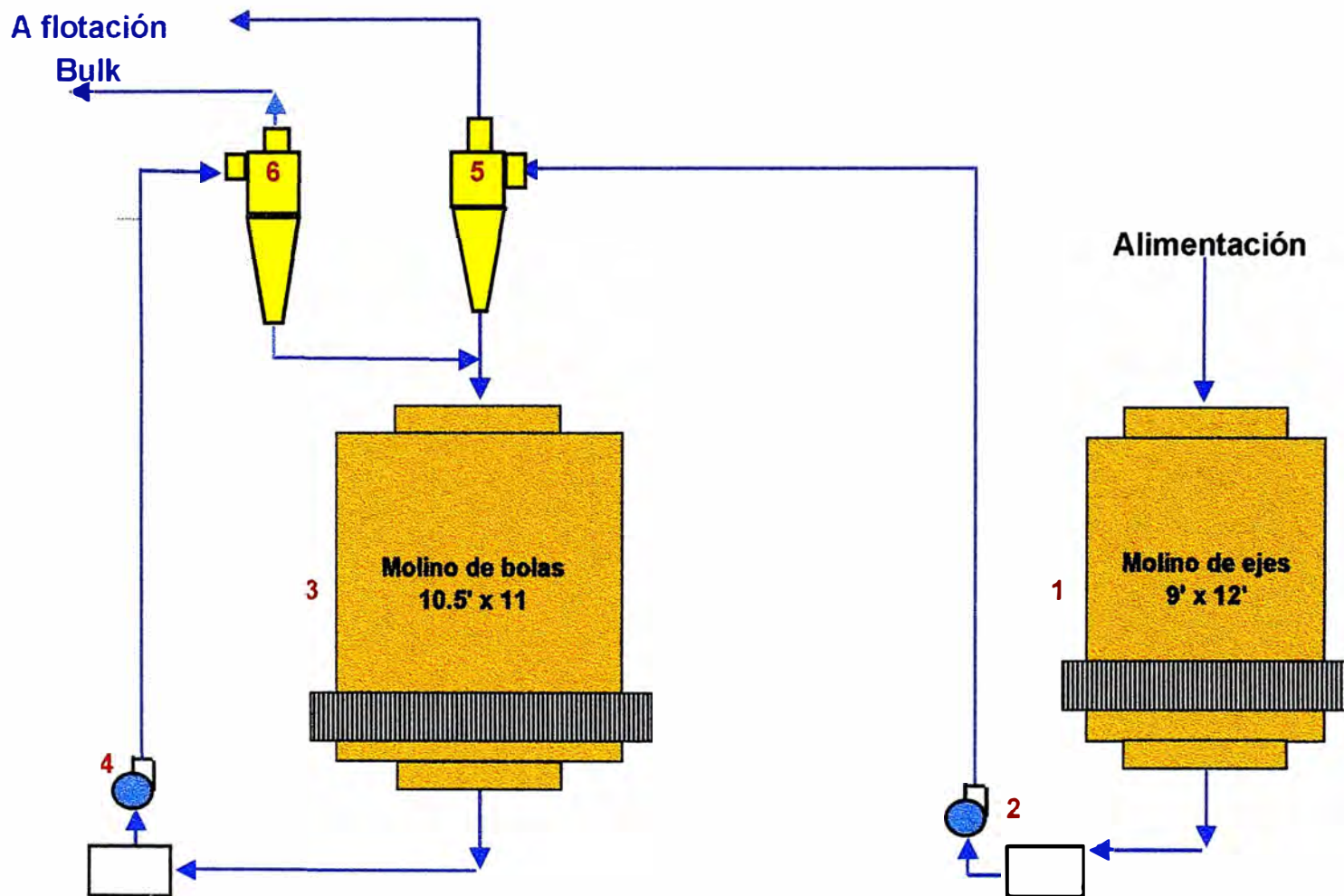


Fig. 5.- Flowsheet de la sección Molienda



Fig. 6.- Faja de alimentación al molino primario

II.A.4.4.3.- Sección Flotación

El método de concentración utilizado es el de **flotación diferencial**, el cual requiere reactivos químicos para realizar la selección de los sulfuros, flotando o recuperando los valiosos y deprimiendo los restantes. En la Tabla 1 se indican los reactivos de flotación usados.

Tabla 1.- Reactivos de flotación usados en el proceso

REACTIVO	Presentación	Pureza	Concentración	Actividad
Bisulfito de sodio	Sólido-cristales	90 – 95%	8 – 10% wt	Depresor, circuito bulk
Cal	Sólido-granel	92 – 95%	10 % wt	Regulador de pH, circuito zinc
Cianuro de sodio	Sólido-pellets	97%	1.5 –2.0% wt	Depresor, circuito bulk
Frother 70	Líquido	98 – 99%	puro	Espumante, circuito bulk
Sulfato de cobre	Sólido-cristales	95%	8 – 10% wt	Activador, circuito zinc
Sulfato de zinc	Sólido-cristales	95 – 97%	10 % wt.	Depresor, circuito bulk
Xantato Z-11	Sólido-pellets	97%	8 – 10% wt	Colector

Flotación Bulk (Cobre-Plomo-Plata)

En este circuito por acción de los depresores como el sulfato de zinc, cianuro de sodio y bisulfito de sodio, deprimen los sulfuros de zinc y hierro propiciando la flotación de los sulfuros de cobre, plomo y plata; la selectividad de este proceso se logra en un rango de 7.5 a 8.0 de pH

empleando para ello como colector el Xantato isopropílico de Sodio (Z-11) y como espumante el Frother 70.

El circuito propiamente dicho (Figura 7) tiene el siguiente recorrido: el producto final de molienda es enviado a una celda de flotación marca Outokumpu de 1,000 pies³ de capacidad, que constituye el Rougher primario, los relaves de esta celda son remolidos en un molino de bolas de 8 x 6 pies, previa clasificación en un hidrociclón de 20" de diámetro que trabaja en circuito cerrado y derivados por gravedad a través de un canal a otra celda similar conformando el Rougher secundario, las espumas de ambas celdas son clasificadas en un hidrociclón de 10" de diámetro, las arenas de este hidrociclón forman parte del concentrado final, mientras que el producto fino alimenta a un banco de 6 celdas marca Agitair N° 48 que opera como primera limpiadora Bulk; las espumas de este banco son enviadas a la segunda etapa de limpieza constituida por un banco de 6 celdas Agitair N° 48, el concentrado de este banco junto con las arenas del hidrociclón constituyen el concentrado final Bulk; los relaves de esta segunda etapa de limpieza se juntan con los concentrados Rougher primario y secundario (para su clasificación en el ciclón de 10"), el relave de la primera limpiadora se envía a la cabeza de flotación.

El relave del Rougher secundario ingresa a una etapa de remolienda que se realiza en un molino de bolas Denver de 6 x 12 pies que opera en circuito cerrado con un hidrociclón Krebs de 20" de diámetro, los finos del hidrociclón ingresan a tres bancos de 8 celdas cada uno marca Agitair N° 48, que operan en paralelo como Scavenger Bulk. El relave de estos bancos constituye la cabeza para el circuito de flotación zinc, mientras que las espumas junto con los relaves de la primera limpiadora retornan a la cabeza de flotación.

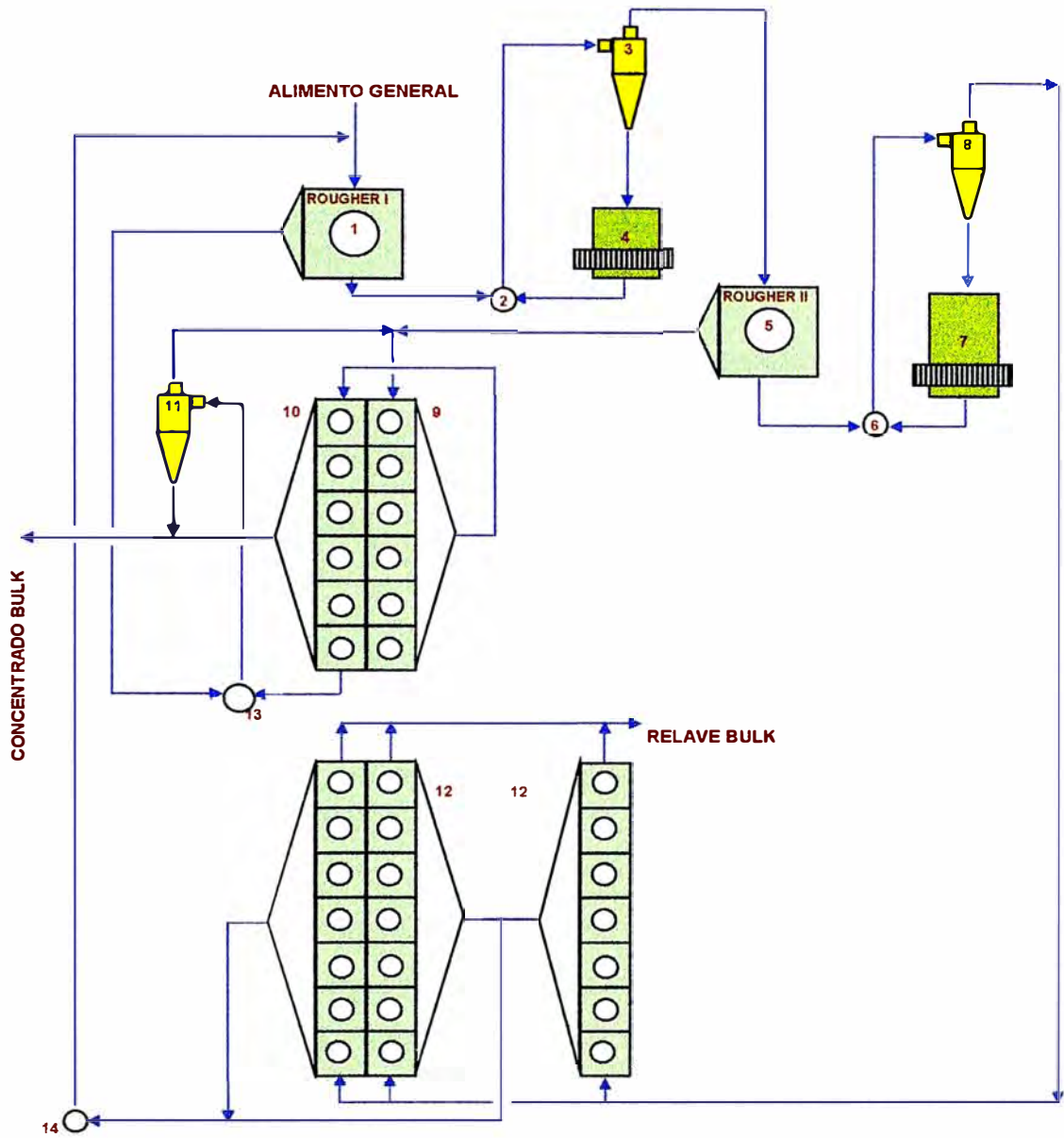


Fig. 7.- Flowsheet de la sección flotación Bulk

LEYENDA		
SECCION FLOTACION BULK		
N°	Cant.	Descripción
1	1	Celda OK-28 de 1000 pie ³ Rougher I Bulk
2	1	Bomba Wilfley 5K N° 3A
3	1	Hidrociclon Krebs de 20"
4	3	Molino de Bolas Marcy de 8 x 6 pies
5	1	Celda OK-28 de 1000 pie ³ Rougher II Bulk
6	2	Bomba Denver SRL 8"x10" N° 7 y 8
7	1	Molino de Bolas Denver de 6' x 12'
8	2	Hidrociclones Krebs de 20"
9	1	Banco de 6 Celdas Agitair N° 48 Limpieza I
10	1	Banco de 6 Celdas Agitair N° 48 Limpieza II
11	2	Hidrociclones Krebs de 10"
12	3	Bancos de 8 Celdas Agitair N° 48 Scavenger
13	1	Bomba vertical Galigher de 2,5"
14	2	Bomba Denver 6" x 6' y una Wilfley 5CB N° 5 y 6

Flotación de Zinc

Para la reactivación de los sulfuros de zinc que fueron deprimidos en el circuito Bulk, se emplea el sulfato de cobre que genera una capa de iones cobre sobre la superficie de los sulfuros de zinc; de este modo y por acción del colector (Xantato isopropílico de Sodio) se produce la flotación de zinc. La selectividad de este proceso se logra en un rango de 11.0 a 11.5 de pH mediante la adición de lechada de cal.

La descripción del circuito (Figura 8) es como sigue: el relave que proviene del circuito Bulk, ingresa a tres acondicionadores de 10 ft x 10 ft para su acondicionamiento con el sulfato de cobre y el colector Z-11; luego son transportados mediante una bomba Wilfley 6K a 6 bancos de 6 celdas Agitair N° 48 cada uno, que operan en paralelo como Rougher primario, los relaves de esta etapa ingresan por gravedad a tres bancos de 6 celdas Agitair N° 48 cada uno que constituyen el Scavenger primario, los relaves de esta etapa también por gravedad alimentan al Scavenger secundario conformado por 4 bancos de 6 celdas Agitair N° 48 cada uno los relaves de esta etapa constituyen el relave final de la planta concentradora Casapalca; los concentrados de los Scavenger primario y secundario retornan a la cabeza de flotación, en tanto que los

concentrados del Rougher alimentan por gravedad a la primera etapa de limpieza constituida por 2 bancos de 6 celdas Agitair N° 48 cada uno, los relaves de la primera etapa de limpieza retornan a la cabeza, mientras que su concentrado se deriva por gravedad a la segunda etapa de limpieza conformado por un banco de 6 celdas Denver DR N° 24. Las

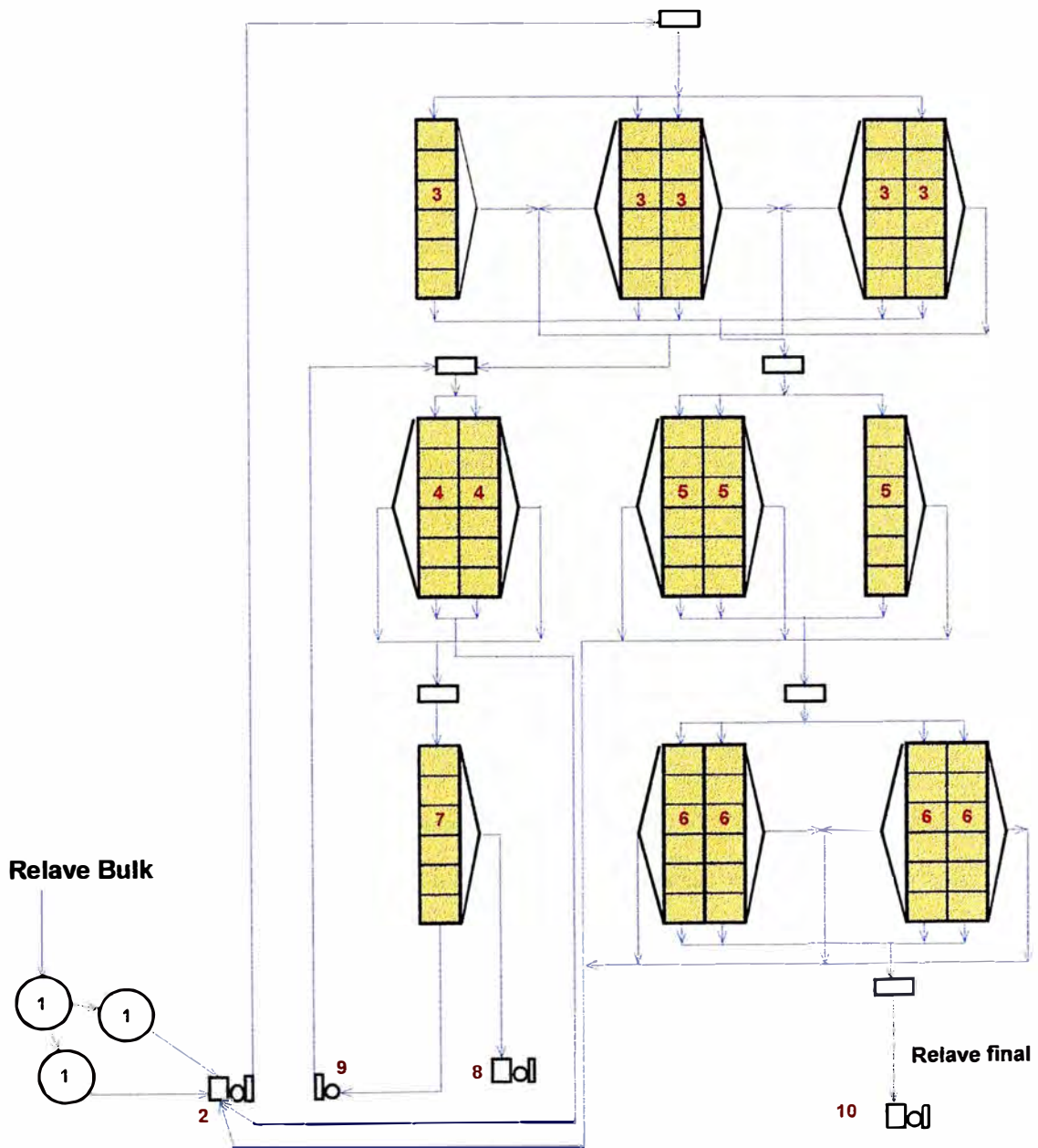


Fig. 8.- Flowsheet de la sección flotación Zinc

espumas de este último banco constituyen el concentrado final de zinc, y su relave retorna a la primera etapa de limpieza a través de una bomba Wilfley 3 C.

LEYENDA		
SECCION FLOTACION ZINC		
N°	Cant.	Descripción
1	3	Acondicionador DENVER 10' x 10'
2	2	Bomba Wilfley 5K N° 14, y 6K N° 13
3	5	Bancos de 06 celdas AGITAIR N° 48 (Rougher)
4	2	Bancos de 06 celdas AGITAIR N° 48 (Primera Limpiadora)
5	3	Bancos de 06 celdas AGITAIR N° 48 (Scavenger I))
6	4	Bancos de 06 celdas AGITAIR N° 48 (Scavenger II))
7	1	Banco de 06 celdas DENVER DR 24 (Segunda Limpiadora)
8	2	Bomba Wilfley 3K N° 17, y 3CA N° 18
9	2	Bomba Wilfley 4C N° 15 Y N° 16
10	2	Bomba Wilfley 5K (Relave Final)

II.A.4.4.4.- Eliminación de Agua

El agua remanente de los concentrados se elimina en forma progresiva primero por espesamiento elevando su densidad y luego por filtración

Espesamiento

El espesamiento se efectúa en equipos de gran diámetro, de poca profundidad y con una base de cono invertido. La pulpa espesada se descarga por la parte inferior del cono y es bombeada a los filtros. Para las operaciones de espesado disponemos de un espesador para concentrado Bulk de 50 x 10 pies y otro de 60 x 10 pies para el concentrado de Zinc, adicionalmente un espesador para concentrado de Cobre de 40 x 10 pies. Al final de esta etapa, la pulpa contiene aproximadamente 60 - 70% de sólidos en peso.

Filtrado

En esta Concentradora se usan los filtros convencionales de tambor rotatorio que operan por la acción de vacío.



Fig. 9.- Stock pile de concentrado de zinc

El nivel de humedad que se alcanza es de 8.4 % para el concentrado bulk y 9.1% para el concentrado de zinc.

Los equipos utilizados son filtros de tambor Dorr Oliver de 8 x 12 pies (2 filtros para cada uno de los concentrados incluyendo el concentrado de cobre), bombas de vacío (2 unidades marca Comesa), columnas barométricas, trampas de vacío y bombas centrífugas. La figura 9 muestra la sección de acumulación de concentrado de zinc descargado de filtros.

II.A.4.4.5.- Disposición de Relaves

Los relaves producidos en la flotación zinc, son clasificados en dos hidrociclones de 15" de diámetro, de donde el material grueso es bombeado a la mina para el relleno hidráulico en una proporción de aproximadamente 50% y el otro 50% es enviado al depósito principal de

Chinchán (Figura 10); para tal efecto se dispone de dos bombas recíprocas Wilson Snyder de 800 HP de potencia cada una (una permanece como alterna) y una línea de tubería de 6" de diámetro de 5,600 m de longitud y un desnivel de 400 metros con respecto a la parte superior del depósito. Cuando es necesario reparar las bombas Wilson Snyder o la tubería de bombeo, los relaves son enviados por gravedad a través de un canal de madera de 10" x 30" de ancho y alto respectivamente al depósito auxiliar de Tablachaca que está ubicado a una distancia de 3000 metros de la planta.

La empresa tiene responsabilidad sobre el depósito de relaves de Chinchán, el cual está operativo desde 1987. Dicha relavera cuenta actualmente con 10 a 12 años de vida útil, que podrían duplicarse sobre la base de los proyectos que desarrollará la empresa.



Fig. 10.- Depósito de Relaves de Chinchán

Como se indicó anteriormente aproximadamente el 50% de los relaves provenientes de planta son usados por la mina como relleno hidráulico, el cual será reemplazado a mediados del año 2000 por otro de "relleno en pasta" previsto para 2600 toneladas de capacidad por día;

este proyecto permitirá aprovechar el 95% de los relaves como relleno en los tajeos, a fin de mejorar y garantizar la estabilidad de la mina.

En consecuencia, el depósito de Chinchán incrementará su vida útil ya que solo se utilizará en casos de emergencia o para albergar los remanentes del proceso de producción de la concentradora.

II.A.4.4.6.- Agua Industrial

Las fuentes de provisión para las necesidades minero metalúrgicas son los ríos Antajasha y Yuracocha en el área de Chinchán que es captada mediante tubería de concreto de 50 cm de diámetro y una longitud total de 6,228 m que conducen hasta la boca del reservorio de regulación en Casapalca y después de 80 m de tubería se distribuye a la concentradora, compresoras, transformadores y talleres.

La descripción del circuito es como sigue: del río Antajasha se capta un promedio de 50 L/s y del río Yuracocha 60 L/s. De este total 60 L/s con consumidos en la planta concentradora, 10 L/s son enviados a la casa de compresoras, 10 L/s a talleres y otros, 6 L/s para la estación de bombeo de mina y 24 L/s remanentes se descargan al río Rimac.

II.A.4.4.7.- Suministro de Energía Eléctrica.

La energía eléctrica que se utiliza es suministrada por el sistema de producción de energía de Centromin Perú S. A. la que abastece vía Hidro-Pachachaca. Existe físicamente una interconexión con el sistema de EDEGEL (Ex-ElectroLima).

El consumo promedio actual en la planta concentradora es de 23.72 KWH/TM.

II.A.4.4.8.- Suministro de Aire Comprimido

Es suministrado por la Casa de Fuerza de mina con un consumo promedio de 1,600 pie³/minuto, el cual es utilizado principalmente para

los dosificadores de reactivos, control de procesos, sopletes de los chutes, acondicionadores de zinc, espesadores de concentrados.

II.A.4.5.- CONTROL DE PROCESO

La Planta Concentradora no dispone de un sistema real de control de procesos, pues se están implementando los instrumentos de medición de variables de proceso, los cuales actúan en casi todos los casos como indicadores, para tomar acciones correctivas.

En la sección de molienda se está implementando un programa de instrumentación básica que permitirá un mejor control de toda esta sección.

En la sección de flotación se tiene instalado algunos equipos e instrumentos de control de procesos, como son el analizador de Rayos X Denver Autometric, 03 controladores automáticos de pH para el circuito de flotación de zinc, 02 controladores automáticos de nivel para los bancos de flotación Rougher I y II de Bulk.

En el apéndice se muestra la relación de los principales equipos del sistema de instrumentación de la planta.

II.A.4.5.1.- Instrumentación Básica - Molienda.

El tonelaje de mineral alimentado al molino primario es regulado mediante un controlador PID, el cual actúa sobre los alimentadores de velocidad variable (belt feeders) que descargan de las tolvas de acumulación de finos; el elemento sensor consiste de un emisor de rayos gamma, el cual mide el tonelaje real que pasa sobre la faja de alimentación al molino primario; el tonelaje de proceso se fija a un valor predeterminado (set point) y un controlador PLC regula la velocidad de alimentación del belt feeder hacia la faja de alimentación del molino de acuerdo al valor medido (process variable) de tonelaje en la Balanza Electrónica RONAN que actúa por emisión gamma.

La relación de mezcla de alimentación agua-mineral también es regulada a fin de obtener una densidad de pulpa apropiada en la descarga de molino. Un controlador PLC regula el flujo (gpm, galones por minuto) de agua que se alimenta al molino primario, tomando como señal de entrada el valor del tonelaje, y aplicando la siguiente relación:

$$GPM(\text{agua}) = 4.403x \frac{TM / hr(\text{mineral})}{dens.mineral} x \frac{(dens.pulpa - dens.mineral)}{(dens.agua - dens.pulpa)}$$

en donde se tienen los siguientes valores:

- densidad del mineral entre 2.9 a 3.0 Kg/m³ (mineral molido)
- densidad de pulpa en la descarga del molino entre 2300 a 2600 g/L (Kg/m³) es el parámetro de control.
- densidad de agua alimentada al molino se considera 1TM/m³.

En este caso, se controla el flujo de agua alimentado sobre la base de consideraciones teóricas, y no sobre la base de una medición efectiva de la densidad de la pulpa descargada por el molino al no disponerse de un medidor de densidad en este punto.

Finalmente, en la sección molienda se dispone de un medidor de densidad de pulpa marca RONAN, el cual mide la densidad del overflow primario; en caso de que este valor sobrepase el valor de 1800 g/L se activa una alarma sonora y luminosa la cual previene a los operadores de la condición operativa que es indicativa de mala clasificación, pudiendo originar atoros de las tuberías y mala performance de la flotación al no estar la granulometría de la pulpa entre los valores requeridos.

II.A.4.5.2- Instrumentación Básica - Flotación.

En la sección flotación se cuenta con un equipo de Rayos X Denver Autometric modelo CAS 9600, el cual proporciona análisis químico en tiempo real del mineral alimentado, los concentrados producidos y el relave final. Este equipo funciona por emisión de Rayos X.

El analizador reporta análisis de los elementos cobre, plomo, zinc, plata y hierro contenidos en las corrientes arriba indicadas, las cuales deben hallarse como pulpas (mineral finamente molido en agua) en los puntos de toma de muestra.

El control de pH se realiza en tres puntos del circuito de flotación de zinc: tanque acondicionador N° 1, banco rougher y banco cleaner II.

El lazo de control es simple: un sensor-transmisor FOXBORO mide el valor de pH en el punto requerido, un controlador PLC toma las acciones correctivas actuando sobre una válvula solenoide la cual adiciona una suspensión de cal molida en flujo por pulsos (cortes); puesto que el circuito de flotación de zinc requiere trabajar a pH alcalino, la adición de cal es continua y los cortes o tiempos de descarga de las válvulas solenoides varían ligeramente para mantener el pH requerido de:

- 10.9 en el tanque acondicionador.
- 11.2 en los bancos rougher
- 11.5 -11.6 en el banco cleaner II.

II.A.4.6.- CALIDAD DE LOS CONCENTRADOS PRODUCIDOS

Los concentrados producidos en la concentradora Casapalca pueden ser considerados entre los más limpios que se producen; el concentrado de zinc ensaya 59.00% en zinc y no sufre penalización por ningún contaminante en su comercialización.

Cabe resaltar que desde el mes de Marzo de 1993 ya no se producen los concentrados de cobre y plomo por separado, produciendo en su lugar un concentrado Bulk de cobre-plomo y plata obteniendo con ello ventajas económicas para la unidad de producción.

La calidad de los concentrados está dictada por los objetivos de producción definidos por la Gerencia General, en base a las características metalúrgicas del mineral y a las demandas de mercado,

que para nuestro caso se refieren a las negociaciones con las refinerías y de exportación.

Todas las operaciones y controles están orientados a cumplir estos objetivos, y en tal sentido, se tienen los siguientes lineamientos a cumplir:

- Concentrado bulk:

Contenido de cobre de 10 a 12%; menor contenido no es comercial.

Contenido de plomo de 39 a 42%; menor contenido no es comercial.

Contenido de zinc menor a 5%; mayor porcentaje implica penalidades en la valorización del concentrado.

Contenido de plata mayor a 200 Oz/TM.

Humedad de 8 a 10% máximo; mayor valor de humedad es penalizado e implica mayores cargos por transporte.

- Concentrado de zinc:

Contenido de cobre menor a 0.9%; mayor desplazamiento de cobre en el concentrado de zinc es penalizado y origina a su vez presencia de plata en el producto.

Contenido de plomo menor a 0.9%; mayor desplazamiento de plomo en el concentrado de zinc es penalizado y origina a su vez presencia de plata en el producto.

Humedad de 8 a 10%; mayor contenido de humedad es penalizado y origina problemas de manipuleo e incrementa costos de transporte.

II.A.4.7.- CONTAMINACION AMBIENTAL

El acumulamiento de relaves y la polución en chancado y los efluentes de residuos al río son condiciones contempladas en el código de Minería y últimamente normada por las leyes de conservación y protección del medio ambiente.

Así por ejemplo en la sección de chancado se ha instalado un sistema de colección de polvos con lo cual se ha reducido fuertemente la polución en esta área.

El manejo ambiental considera el abandono de las canchas de relaves, estabilidad de las actuales canchas en operación, la recirculación de efluentes y la construcción de una poza para captar la descarga de la columna de bombeo de relaves a Chinchán.

Las inversiones realizadas comprenden el encauzamiento de las aguas ácidas provenientes del interior de la mina, las cuales se mezclan con las alcalinas de la planta concentradora, logrando un pH aceptable de 6.5, que facilita la precipitación de metales disueltos, reduciendo los riesgos de contaminación del río.

II.A.5.- LAYOUT DE LA UNIDAD DE PRODUCCION.

En la Figura 11 se presenta la distribución en el plano de la Planta Concentradora, indicando las principales secciones de la misma, y además se proporciona un mapa, en la Figura 12, con la ubicación geográfica de la Empresa Minera Yauliyacu, indicando las principales locaciones para mayores referencias.

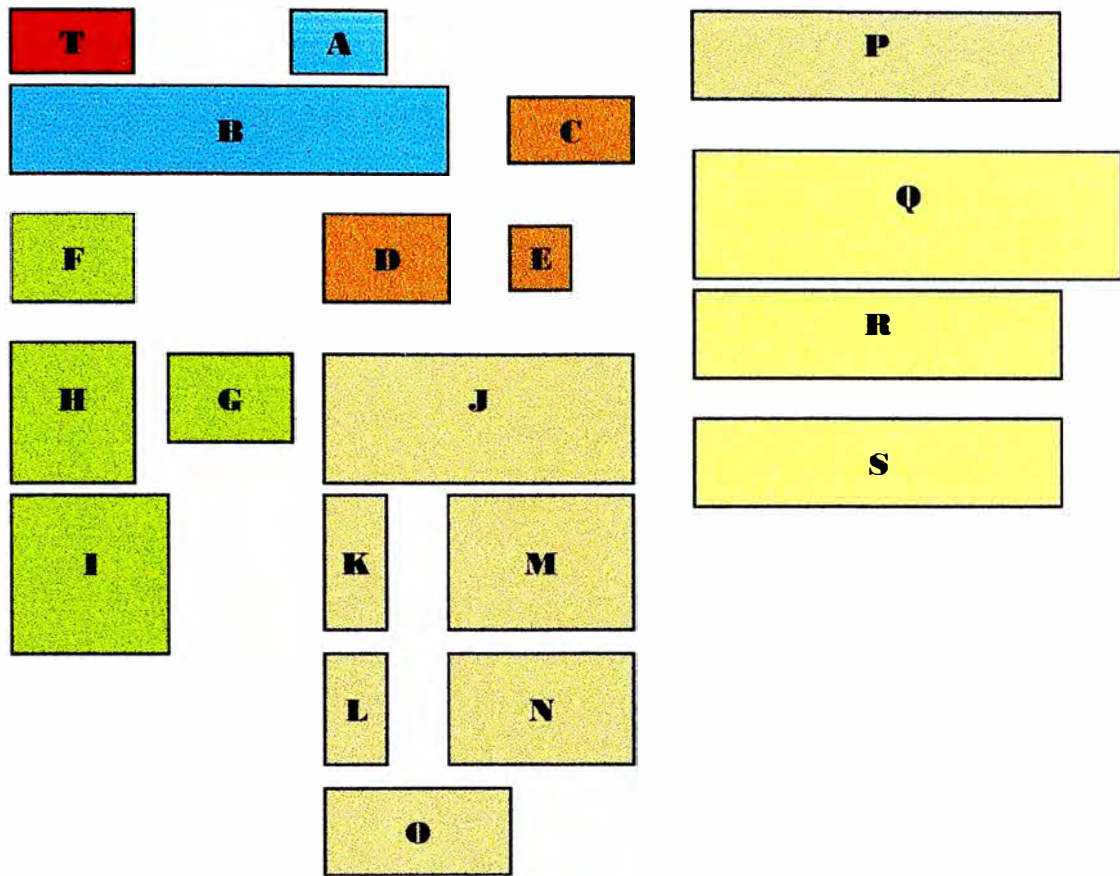


Fig. 11.- Layout de la Planta Concentradora

A: chancado primario

B: chancado secundario/terciario

C: molienda primaria

D: molienda secundaria

E: remolienda

F: rougher I bulk

G: rougher II bulk.

H: cleaner I y II bulk

I: scavenger bulk

J: rougher zinc

K: cleaner I zinc

L: cleaner II zinc

M: scavenger I zinc

N: scavenger II zinc

O: acondicionadores de zinc

P: tolvas de acumulación de finos

Q: espesadores de concentrados

R: filtros de concentrados

S: stock pile de concentrados

T: preparación de reactivos.

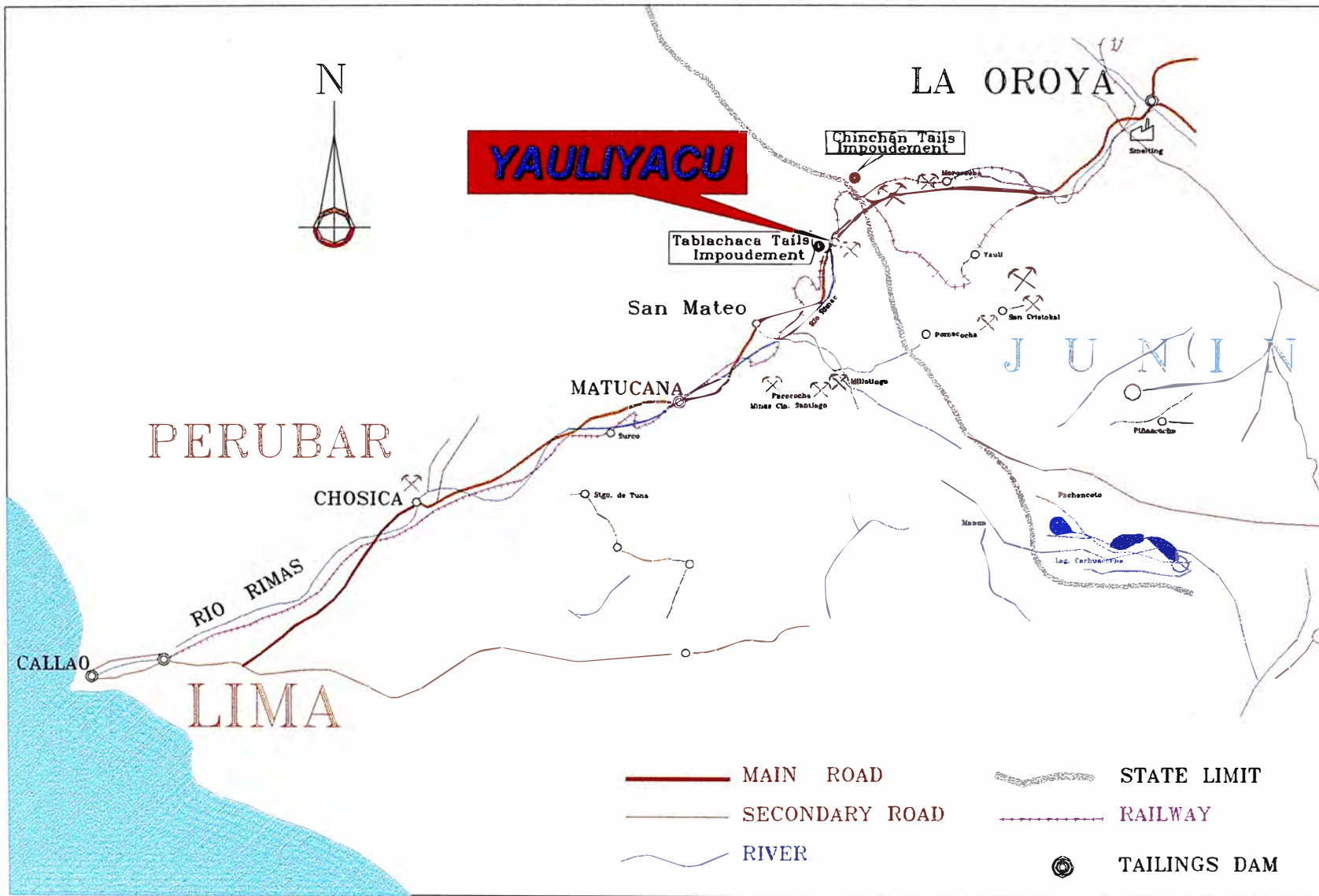


Fig. 12.- Plano de Ubicación Geográfica.

II.B.- RELACION PROFESIONAL - EMPLEADOR

II.B.1.- CONDICION LABORAL.

Supervisor de Operaciones, Sección Administración de Planta, en calidad de Nombrado.

II.B.2.- CARGO DESEMPEÑADO.

Supervisor de Operaciones de Planta Concentradora.

II.B.3.- FUNCIONES ASIGNADAS AL CARGO.

El cargo de Supervisor de Operaciones posee las siguientes responsabilidades:

- Supervisión y administración del personal de guardia.
- Supervisión de la producción, que involucra el control operativo y metalúrgico del proceso.
- Coordinación de los trabajos de mantenimiento y reparación de los equipos involucrados en el proceso productivo.

II.B.4.- TIEMPO DE PRESTACION DE SERVICIOS.

En la Empresa Minera Yauliyacu S.A., EMYSA, se prestaron servicios por un periodo de tiempo comprendido entre el 01 de octubre de 1995 y el 31 de mayo de 1999.

**II.C.- FUNCIONES DESEMPEÑADAS QUE
NECESITARON EL CONOCIMIENTO DE
TECNICAS PROFESIONALES.**

II.C.1.- TIPOS DE TECNICAS DE INGENIERIA EMPLEADAS.

Las operaciones unitarias involucradas en el procesamiento de minerales por flotación son las siguientes:

- Reducción de tamaño (chancado y molienda)
- Separación por tamaños (tamizado y clasificación)
- Transporte de sólidos a granel
- Transporte de pulpas
- Filtración
- Espesamiento

Así mismo, se debe tener conocimientos básicos mínimos en:

- Mecánica de equipos para procesamiento de minerales
- Mantenimiento preventivo.
- Mecánica de sistemas de transmisión de potencia, sistemas de lubricación e hidráulicos,
- Sistemas eléctricos
- Mineralogía

II.C.2.- CANTIDAD Y TIPO DE PERSONAL ADMINISTRADO.

Las labores del Supervisor de Operaciones o Jefe de Guardia de Planta Concentradora involucran la administración de una cantidad determinada de personal, así como el control de las operaciones productivas.

En la Figura 13, se muestra la distribución de personal por secciones de operaciones.

El personal de guardia en Planta consta de 10 obreros, divididos en las siguientes áreas:

Sobrestante	01
Chancado	02
Molienda	01
Flotación	02

Filtros	01
Relaves	01
Volantes	02



Fig. 13.- Distribución de personal.

Adicional a este personal, se dispone de un obrero en la estación de recepción de relaves de Chinchán y personal mecánico de guardia (01) y electricista de guardia (01); de esta forma, se dispone de 11 trabajadores pertenecientes a la sección operaciones y 02 trabajadores pertenecientes a la sección mantenimiento, bajo responsabilidad directa del jefe de guardia.

El personal de operaciones se encarga de la ejecución de las labores de producción asignadas por el jefe de guardia y en general, es personal entrenado y orientado hacia la **polifuncionalidad**, lo cual significa que posee el conocimiento y puede desempeñarse en cualquiera de las áreas operativas de la planta.

II.C.3.- FORMATO DE REGISTRO DE ACTIVIDADES.

Los reportes de guardia, registran las novedades y comentarios de turno, guardia de 08 horas, cubriendo aspectos mayormente operativos correspondientes a las diferentes secciones de la planta, tal como se muestra en el formato adjunto. Los datos registrados son los siguientes:

- ❖ Stocks de mineral grueso (mina) y finos (mineral chancado).
- ❖ Tonelaje procesado
- ❖ Tiempo de operación de la planta
- ❖ Tiempo de operación de los principales equipos: chancadoras, molinos, filtros, bomba de relave Wilson Snyder.
- ❖ Densidades de pulpa en las líneas de proceso: productos de molienda y overflows de hidrociclones.
- ❖ Dosificación de reactivos.
- ❖ Comentarios generales de ocurrencias en cada una de las zonas del proceso productivo.

El formato mostrado en la Figura 13 registra las novedades de guardia; en las Figuras 14 y 15 se indican los formatos para tonelajes y densidades de pulpa, y dosificación de reactivos respectivamente.

En el apéndice V.5. se muestran como ejemplo estos mismos formatos consignando datos de operación promedios obtenidos de planta.



EMPRESA MINERA YAULIYACU S.A.

REPORTE DE GUARDIA

Fecha:

turno: de a hrs

SECCION CHANCADO:

CHANCADORA No	1	2	3	4
HORAS OPERATIVAS				

SECCION MOLIENDA:

MOLINO	9' x 12'	DOMINION	8' x 6'	DENVER
HORAS OPERATIVAS				

NUMERO INICIAL	NUMERO FINAL	TONELAJE

SECCION FLOTACION BULK

SECCION FLOTACION ZINC

SECCION FILTROS

FILTRO	BULK No1	BULK No2	ZINC No5	ZINC No6
HORAS OPERATIVAS				

SECCION DISPOSICION DE RELAVES

BOMBAS WYLSON SNYDER	A	B
HORAS OPERATIVAS		

RELAVES	CHINCHAN	TABLACHACA	RELLENO HIDRAULICO
TIEMPO, HORAS			

JEFE DE GUARDIA

Fig. 14.- Formato de reporte de guardias.



**Fig. 15.- Formato de Tonelajes (TM/H) y densidades (en g/Lt)
REGISTRO HORARIO DE TONELAJES Y DENSIDADES - SECCION MOLIENDA**

FECHA:

GUARDIA "A"	MOLINO PRIMARIO 9' x 12'				HID. PRIMARIO		DOMINIOM	HID. SECUNDARIO		MOL. DENVER	
	No INICIAL	No FINAL	TONELAJE	dens. Descarga	overflow	underflow	dens. Descarga	overflow	underflow	dens. Alimento	dens. Descarga
23 -00 hrs											
00 - 01 hrs											
01 - 02 hrs											
02 -03 hrs											
03 - 04 hrs											
04 - 05 hrs											
05 - 06 hrs											
06 - 07 hrs											
GUARDIA "B"											
07 - 08 hrs											
08 - 09 hrs											
09 - 10 hrs											
10 - 11 hrs											
11 - 12 hrs											
12 - 13 hrs											
13 - 14 hrs											
14 - 15 hrs											
GUARDIA "C"											
15 - 16 hrs											
16 - 17 hrs											
17 - 18 hrs											
18 - 19 hrs											
19 - 20 hrs											
20 - 21 hrs											
21 - 22 hrs											
22 - 23 hrs											

GUARDIA "A"

GUARDIA "B"

GUARDIA "C"

YAULIYACU
PLANTA CONCENTRADORA

INFORME DE GUARDIA

Guardia : _____
Fecha : _____

FLOTACIÓN DE BULK																
	Cab. Bulk	M. 9 x 12		Bombas 1A,2A			Domlnlon.	O.K.2			M. Denver		1ra Limp.		2da Limp.	
Hora	Densidad	ZnSO4	Bisulfito.	Z-11	NaCN	F-70	ZnSO4	ZnSO4	Z-11	NaCN	ZnSO4	Z-11	NaCN	ZnSO4	NaCN	ZnSO4

FLOTACIÓN DE ZINC											
	Cab. Zn	Acondicionador Zn				Rougher Zn		1er Scav.	2do Scav.	Cleaner II	
Hora	Densidad	pH	Cal	Z-11	CuSO4	pH	Cal	Z-11	Z-6	pH	

Hora	ESPESADORES	
	Densidad del underflow	
	BULK	ZINC

HORAS DE OPERACION	
Relaves a Chinchán	Horas
Relaves a Tablachaca	Horas
Relaves a Relleno Hidráulico	Horas
Filtrado Conc. de Plomo	Horas
Bomba W. S. " A "	Horas
Bomba W. S. " B "	Horas

Jefe de Guardia
()

Fig. 16.- Formato de dosificación de reactivos de flotación

**II.D.- OBJETIVOS, ALCANCES Y
CARACTERISTICAS DE LA ACTIVIDAD.**

II.D.1.- SUPERVISOR DE OPERACIONES

Son responsabilidades del jefe de guardia frente al personal a su cargo:

- Proporcionar el entrenamiento y orientación continuos en las labores productivas, ya sea en el manejo de equipos, como en el conocimiento propio del proceso productivo, a fin de que el trabajador se identifique plenamente con la labor que ejecuta; esto se lleva a cabo mostrando al trabajador las líneas de producción y enseñándole el control de las variables de proceso y el manejo seguro de los equipos.
- Velar por la salud e integridad física del trabajador, formalmente mediante charlas de seguridad con participación de todo el personal de guardia y haciéndolo partícipe de todo el sistema de control, que involucra desde la prevención de accidentes y enfermedades ocupacionales hasta la ejecución de contingencias; así mismo, mediante comunicación de persona a persona, involucrar al trabajador en la filosofía del trabajo seguro.
- Hacer de conocimiento del trabajador de las decisiones, metas y políticas de la empresa o de la gerencia respecto a los planes de producción, a fin de que se identifiquen con las indicaciones que recibe por parte de su jefe de guardia y que están orientadas precisamente a conseguir los objetivos deseados, los cuales están relacionados no sólo con la cantidad y calidad del producto, sino con la calidad del trabajo realizado.

Las labores del Supervisor de Operaciones con respecto al control de la producción, pueden ser divididas en dos partes, el control metalúrgico y el control operativo, los cuales serán tratados mas detalladamente.

II.D.2.- CONTROL METALURGICO

A fin de cumplir con las metas propuestas definidas por la Superintendencia de la Planta Concentradora, y que a su vez son dictadas por la Gerencia General, el Jefe de Guardia debe realizar un control continuo sobre la calidad de los productos, concentrado bulk y concentrado de zinc, para lo cual efectúa un seguimiento continuo en las diferentes etapas de concentración de mineral, desde la salida del mineral en la mina.

En la actualidad, en Planta no se dispone de muchos sistemas de instrumentación y control de procesos, por lo que el control de proceso se efectúa mayormente por métodos visuales, basados en la experiencia adquirida y que proporciona grados de confianza semi-cuantitativos.

Las principales variables de proceso controladas son:

- (a) Tonelaje.
- (b) Granulometría del producto de chancado.
- (c) Granulometria del producto de molienda.
- (d) Densidad de pulpa, en molienda, clasificación, flotación y filtros
- (e) Dosificación de reactivos, en la sección flotación
- (f) Alcalinidad del medio (pulpa) en la flotación

II.D.3.- CONTROLES OPERATIVOS.

La labor del Supervisor de Operaciones, o Jefe de Guardia, también esta relacionada con las condiciones de operación de los diversos equipos y las instalaciones que conforman el sistema productivo; es así, que con respecto a los equipos, se debe trabajar en tres niveles:

- Supervisión de la operación del equipo
- Mantenimiento preventivo
- Coordinación y supervisión del mantenimiento y reparación del equipo.

El primer y segundo punto están bastante ligados, puesto que de la observación de las condiciones en que trabaja un equipo (por ejemplo, una bomba centrífuga), se deciden las acciones a tomar en caso de apreciarse alguna irregularidad (lubricar el cilindro de la bomba, ajuste de correas de transmisión, o parar el equipo para su reparación).

Bajo estas consideraciones, el control operativo incluye:

- ❖ Supervisión de los equipos de transmisión de potencia: sistemas de poleas/fajas de transmisión, cadenas/sprockets, reductores.
- ❖ Supervisión de los sistemas de lubricación: sistemas de bombas de lubricación, enfriamiento de lubricante, inyectores de grasas en chumaceras, rodamientos y pillow blocks.
- ❖ Supervisión de motores eléctricos: temperatura de operación de los motores, amperajes de operación.
- ❖ Supervisión de la operación de todos los equipos del circuito operativo.
- ❖ Supervisión y ejecución de las labores anexas a las operaciones de metalurgia, como son limpieza, mantenimiento de las instalaciones, etc.

II.D.4.- SEGURIDAD.

El Supervisor de Operaciones debe estar comprometido con la seguridad y por lo tanto debe inculcar en todo el personal la filosofía del trabajo seguro.

La filosofía actual propugna la práctica de la “**seguridad pro-activa**” que consiste en responsabilizarse y actuar con seguridad antes de que otra persona le pida que lo haga, o cuando se presente una situación que requiere tomar pasos para garantizar la seguridad.

La Empresa Minera Yauliyacu sigue los lineamientos de administración del Sistema de Seguridad NOSA (National Occupational Safety Association) de Cinco estrellas. La exposición del sistema es bastante amplia, y no se cubre en este informe.

Básicamente, se debe brindar al personal la orientación en los aspectos de seguridad, cubriendo:

- ❖ Uso de equipos de seguridad personal
- ❖ Actos inseguros
- ❖ Condiciones inseguras
- ❖ Filosofía del trabajo seguro.

Para el efecto, debe recurrirse a las denominadas **charlas de seguridad** en forma periódica, así como la orientación personal a cada trabajador.

El Sistema NOSA de Cinco Estrellas identifica los puntos fuertes y débiles de cualquier programa sanitario o programa de seguridad. Permite la evaluación y la cuantificación de los esfuerzos realizados por la dirección de la empresa. Este sistema tiene casi todos los aspectos identificados y necesarios para programar la reducción de incidentes al margen del tipo de industria u organización. Se mide el éxito del programa por medio de medir y comparar el rendimiento actual con los criterios establecidos para las áreas con mayor potencial de pérdida. Actualmente, y con fines de evaluación, los criterios están distribuidos por cinco secciones:

- ❖ Instalaciones y economato
- ❖ Protección mecánica, eléctrica y de seguridad personal.
- ❖ Prevención de y protección contra el incendio.
- ❖ Investigación y documentación de incidentes/accidentes.
- ❖ Organización para la sanidad, la seguridad y el medio ambiente.

**II.E.- DESARROLLO Y SUSTENTACION DE LOS
CONCEPTOS FUNDAMENTALES.**

En el presente capítulo se desarrollan los aspectos conceptuales relacionados con el procesamiento de minerales para su recuperación mediante flotación por espumas, siendo bastante amplios, solo se consideran los que tienen mas relación con el trabajo desarrollado.

II.E.1.- DIAGNOSTICO DE LA MINERIA DEL COBRE, PLOMO Y ZINC EN EL PERU.

El Perú es un país eminentemente minero (Figura 17); en la década recientemente terminada, denominada por los entendidos como “la década de oro de la minería peruana”, se incrementó en 61% la producción de cobre, 50% la de zinc, 26% la de plomo y 14% la de plata.

En 1990 la minería peruana, no obstante la crisis que padecía, se ubicaba entre los 10 primeros productores mundiales de cuatro importantes metales, figurando como el 4^{to} productor mundial de plata, el 6^{to} de plomo, el 6^{to} de zinc y el 10^{mo} de cobre. Al terminar 1999 estará probablemente como 2^{do} productor de plata, el 4^{to} en plomo, 4^{to} en zinc y 6^{to} en cobre.

La producción de cobre se vio afectada significativamente por la inestabilidad económica que experimentaba el país al inicio de la década, por lo cual la producción en el año 1990 fue de solo 323 mil toneladas, inferior al récord de 406 mil toneladas alcanzado en el año 1987. En 1991 la producción se recuperó parcialmente, pero no fue hasta el año 1995, con 410 mil toneladas, en que se estableció un nuevo récord de producción de este metal. En el año 1996 se dio un gran incremento en la producción de cobre, al alcanzar 486 mil toneladas, lo que se debió principalmente a la puesta en marcha de la planta de lixiviación y electrodeposición de Southern Perú y, en menor medida, a los incrementos de producción de Cerro Verde, Tintaya, Centromin y algunas minas de la mediana minería.

En el año 1997 la producción de cobre superó por primera vez el medio millón de toneladas, pero se retrajo al año siguiente debido a la

disminución de la producción de Southern Peru y a la paralización de dos operaciones de mediana minería. En el primer caso, por efecto del fenómeno de El Niño y algunas paralizaciones en la mina de Cuajone, que eran necesarias para culminar las obras de la ampliación de dicha mina; y en el segundo caso, por la baja cotización del precio del cobre.



Fig. 17.- Principales centros mineros en el Perú

La producción de zinc, que se había incrementado sustancialmente, aunque con altibajos, durante la década de los 80 (499 mil toneladas en 1988) alcanzó un récord de 621 mil toneladas en 1989, pero cayó a 598 mil toneladas en 1990, por la crisis social que afectó la paz laboral. La estabilidad económica, la paz laboral, la derrota del terrorismo y la libertad de cambio, que comenzaron a imperar paulatinamente a partir del año 1990, permitieron que la producción de zinc de la mediana minería y Centromin alcanzaran en 1991, por primera vez en muchos años, niveles cercanos a su capacidad de producción.

Desde 1993, luego de un ligero descenso en 1992, la producción de zinc en el Perú ha crecido todos los años, siendo la proyección para 1999 de cerca de 900 mil toneladas. El incremento de producción de las unidades de Centromin (antes que se iniciara el programa de transferencias, dentro del proceso de privatización) y la puesta en operación del yacimiento de Iscaycruz en 1997, han sido los factores preponderantes para el importante incremento de la producción de zinc a partir de 1993.

En el caso de Centromin, cabe señalar que su producción, la cual escasamente superó las 203 mil toneladas en 1990, fue de aproximadamente 300 mil toneladas en 1996, el último año en que contó con todas sus unidades, antes de iniciar el proceso de transferencia. En el caso de Iscaycruz, se tuvo una producción de 86 mil toneladas en 1997, y es probable que supere las 100 mil toneladas de producción en 1999.

La producción de plomo, tuvo un importante incremento a comienzos de la década pasada, y se estabilizó en los 80 por encima de las 200 mil toneladas, estableciendo un récord de producción de 224 mil toneladas en 1983. Por las mismas razones señaladas para el zinc, sólo alcanzó las 161 mil toneladas en 1988, iniciándose desde entonces un incremento sostenido, aunque no tan pronunciado como en el caso del zinc.

La producción de 1983 fue superada recién 10 años después, cuando en 1993 se alcanzaron las 225 mil toneladas. Desde entonces, con la excepción de 1998, la producción estableció un nuevo récord en todos los años siguientes, siendo la proyección para el año 1999 de 265 mil toneladas, 7 mil mas que en 1998 y 3 mil mas que en 1997.

En menor grado respecto al caso del zinc, la recuperación de la producción de Centromin y la puesta en operación de la mina Iscaycruz fueron dos factores determinantes para el incremento de la producción de plomo, aunque también jugó un papel importante el incremento de producción de algunas minas de la mediana minería.

La producción de plata, creció aceleradamente en la primera parte de la década de los 80, como consecuencia de los altos precios que experimentó este metal en aquella época, y alcanzó un nivel récord de producción de 2.01 millones de kilos en 1985. La aguda caída de los precios y los mismos factores que afectaron a la producción de plomo y zinc, cuya mayor producción, como en el caso de la plata, provenían de las empresas de la mediana minería y Centromin, derrumbaron la producción de plata entre 1988 y 1995.

De este modo, recién en 1997 con 2.09 millones de kilos, la producción peruana de plata pudo superar el récord de producción de 1985 y volver a superar justo 10 años después, un nivel superior a los 2 millones de kilos. Luego de un ligero retroceso en 1998, se espera que en 1999 se establezca un nuevo récord del orden de los 2.2 millones de kilos.

La recuperación de la producción de plata en el ámbito nacional fue consecuencia de la que tuvieron algunas unidades de Centromin y una gran parte de las empresas de la mediana minería, algunas de las cuales, especialmente Buenaventura, incrementaron su producción.

En la Tabla 2 se muestra la estadística de producción de los metales de interés, y en las figuras 18 y 19 se representan estas mismas estadísticas para una exposición mas clara.

Tabla 2: Producción metálica 1990-1999

Producto	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
Cobre	323	382	379	381	365	409	485	506	483	536
Plomo	209	217	214	224	235	237	248	262	257	271
Zinc	598	638	626	668	690	692	760	867	868	899
Plata	1927	1926	1667	1670	1768	1928	1976	2090	2034	2217

Unidades: miles de TM para cobre, plomo, zinc. Miles de Kilos para la plata

Fig. 18.- Producción metálica Cu, Pb y Zn

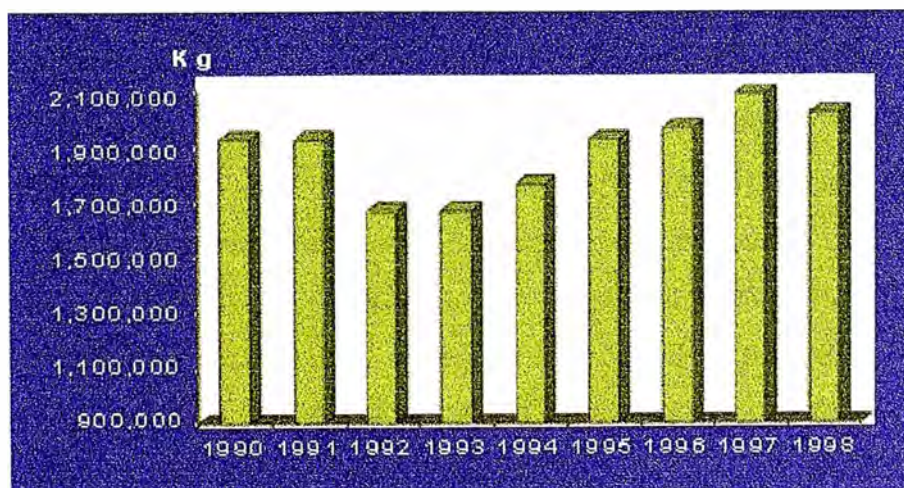
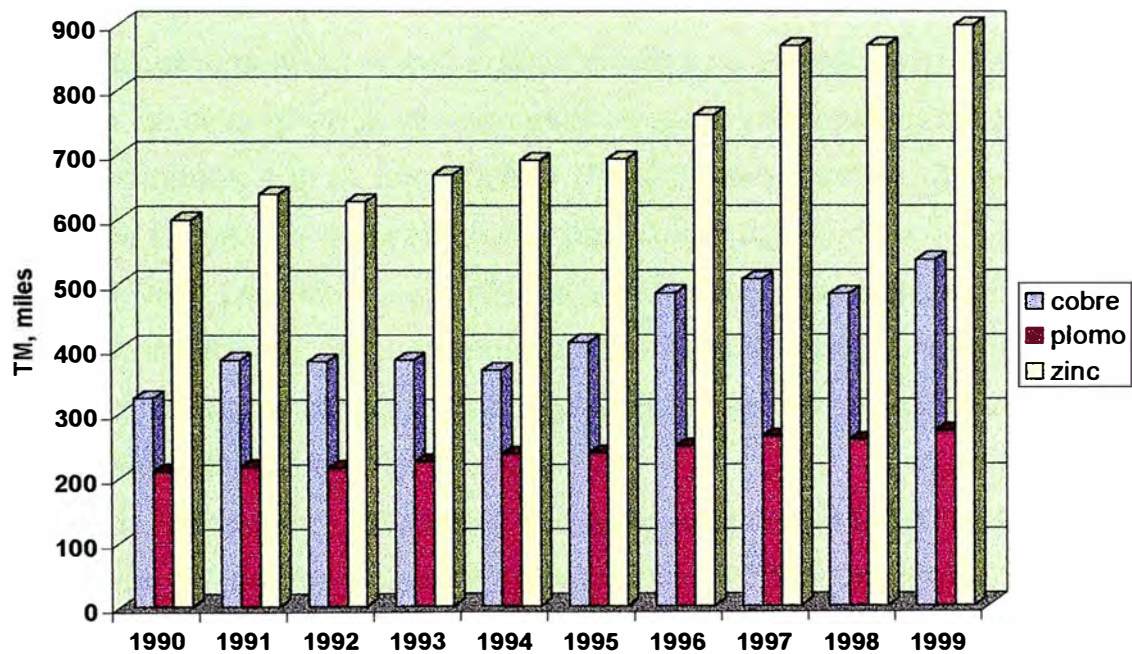


Fig. 19.- Producción de plata

II.E.2. MINERALOGIA.

En la mayoría de los depósitos minerales, los sulfuros galena (PbS) y esfalerita (ZnS) son los únicos minerales de plomo y zinc, respectivamente. Por lo común ellos se hallan juntos, predominando la esfalerita, aunque existen todas las gradaciones en las proporciones relativas; en la Tabla 3 se indican los principales minerales hallados en las menas de cobre-plomo-zinc, los cuales serán tratados en la presente sección. En unos cuantos depósitos, la jamesonita ($\text{Pb}_4\text{FeSb}_6\text{S}_{14}$) es un importante constituyente del mineral, generalmente en adición a la galena. Comúnmente, los sulfuros asociados en los depósitos de plomo-zinc son la pirita (FeS_2), la marcasita (FeS_2) y la calcopirita (CuFeS); menos comunes son la arsenopirita (FeAsS), tetrahedrita ($3\text{Cu}_2\cdot\text{Sb}_2\text{S}_3$), tennantita ($\text{Cu}\cdot\text{As}_2\text{S}_7$ variable), enargita (Cu_3AsS_4), bornita (Cu_5FeS_4), y pirrotita (FeS). La estibnita (Sb_2S_3) es un constituyente ocasional.

El cobre es frecuentemente un constituyente minoritario en minerales de plomo-zinc. La plata puede hallarse como argentita (Ag_2S), como plata nativa, o en otros minerales.

Los minerales de ganga comunes incluyen varios carbonatos, tales como la calcita (CaCO_3), la dolomita ($\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$), la ankerita ($\text{Ca}(\text{Fe},\text{Mg},\text{Mn})(\text{CO}_3)_2$) y la siderita ($\text{Fe}(\text{CO}_3)$); la rodocrosita (MnCO_3) es menos común. El cuarzo y el jasperoid (SiO_2), la fluorita (CaF_2), y la barita (BaSO_4) son también gangas comunes; la rodonita (MnSiO_3) es menos común.

La variedad de esfalerita llamada marmatita ($(\text{Zn},\text{Fe})\text{S}$), conteniendo 10 a 26% de hierro, es común en muchos distritos mineros. El hierro disminuye el grado del concentrado de zinc con efectos económicos adversos. El cadmio es común en la esfalerita como una impureza en la malla cristalina, variando desde una traza insignificante hasta tanto como 1,7% en casos raros. Es un sub-producto valioso.

Tabla 3.- Principales minerales en las menas de Cobre-Plomo-Zinc

MINERAL	FORMULA	% METAL	OCURRENCIA
Argentita	Ag ₂ S	87.1% Ag	en inclusiones en la galena
Bornita	Cu ₅ FeS ₄	63.3% Cu	ocurre en granos finos masivos, asociado con calcopirita, calcosita, siderita
Calcita	CaCO ₃		mineral de ganga
Calcocita	Cu ₂ S	79.8% Cu	con pirita, galena, marmatita
Calcopirita	CuFeS ₂	34.6% Cu	con pirita, bornita, galena, esfalerita
Cuarzo	SiO ₂		mineral de ganga, forma masiva del sílice
Dolomita	Ca.Mg(CO ₃) ₂		mineral de ganga
Esfalerita	ZnS	67.1% Zn	en calizas; asociado con galena calcopirita, rodocrosita
Galena	PbS	86.6% Pb	principal mena de plomo asociada con zinc y cobre
Greenockita	CdS	77.7% Cd	usualmente ocurre como recubrimiento de la esfalerita
Marcasita	FeS ₂	46.5% Fe	mineral de ganga, con ocurrencia similar ala pirita
Marmatita	(ZnFe)S variable	46.5-56.9% Zn	mineral de zinc comúnmente asociado con la galena
Pirita	FeS ₂	46.7% Fe	mineral de ganga asociado en todo tipo de rocas
Tetrahedrita	3Cu ₂ S.Sb ₂ S ₃	52.1% Cu, 24.8% Sb	mineral de cobre minoritario asociado en las menas

Gran cantidad de plata es un subproducto valioso de la minería del plomo-zinc. Es raro en minerales de zinc solos. Apreciable cantidad de plata esta contenida en solución sólida en la estructura cristalina de la galena. La plata comúnmente también se halla en la tetrahedrita o en la tennantita, las cuales pueden estar en granos suficientemente grandes para librarse de la esfalerita durante la molienda. Por otro lado, los granos son comúnmente tan diminutos como para ser retenidos como inclusiones en la galena, esfalerita, calcopirita, o enargita del producto de flotación. Otros minerales de plata en los minerales primarios de plomo-zinc, generalmente como inclusiones en la galena, son la argentita (Ag_2S) y la matildita (AgBiS_2).

II.E.3. OPERACIONES UNITARIAS PARA LA FLOTACION.

Existen dos operaciones fundamentales en el procesamiento de minerales: la **liberación** de los minerales valiosos contenidos conjuntamente con los minerales de ganga no valiosos, efectuada mediante la **conminución**, y la **separación** de estos valores de la ganga, este último proceso conocido como **concentración**.

Una vez que los minerales han sido liberados de la ganga, el mineral es sometido a un proceso de concentración. El proceso de concentración de minerales por flotación con espumas es uno de los métodos industriales más extendidos para el beneficio de minerales y sus menas, especialmente en la minería de los metales no ferrosos, en la cual se aplica principalmente a la recuperación de minerales sulfurados (sulfuros de cobre, plomo y zinc, mayormente).

Las principales operaciones involucradas en el tratamiento o beneficio de minerales son los que a continuación se indican:

Chancado y tamizado

Molienda y clasificación

Flotación

Eliminación de líquidos (espesamiento y filtración)

II.E.4. CONMINUCION.

Debido a que los minerales se hallan finamente diseminados e íntimamente asociados con la ganga, inicialmente deben ser “soltados” o “*liberados*” antes de que la separación sea efectuada. Esto es alcanzado mediante la *conminución*, en la cual el tamaño de partícula del mineral es reducido progresivamente hasta que las partículas limpias de mineral pueden ser separadas por los métodos que se hallen disponibles. La conminución en sus primeras etapas es llevada a cabo con objeto de hacer al material, recientemente excavado o minado, más fácil de manipular por los scrapers, fajas transportadoras, y carros de transporte de mineral, y en el caso de productos de canteras, producir material de un tamaño controlado de partícula.

Los explosivos son usados en la minería para remover los minerales de sus lechos naturales, y la explosión puede ser considerada como la primera etapa en la conminución. La conminución en una planta de procesamiento de minerales, o “molino”, tiene lugar como una secuencia de procesos de chancado y molienda.

El chancado es llevado a cabo por compresión del mineral contra superficies rígidas, o mediante impacto contra superficies en una trayectoria de movimiento rígidamente restringida. Esto contrasta con la molienda, la cual es llevada a cabo por abrasión e impacto del mineral por el movimiento libre de medios libres tales como ejes o barras, bolas, o guijarros.

El chancado es usualmente un proceso en seco, y es llevado a cabo en varias etapas, con pequeños *ratios de reducción* variando de 3 a 6 en cada etapa. El ratio de reducción de una etapa de chancado puede ser definido como el cociente del tamaño máximo de partícula que ingresa al tamaño máximo de partícula que sale de la chancadora, aunque otras definiciones son a veces usadas.

Los molinos de tambor rotatorio, sea con barras o bolas de acero, o mineral grueso como el medio de molienda, son usados en las últimas

etapas de la conminución. La molienda es usualmente efectuada en húmedo para proporcionar una pulpa de alimentación al proceso de concentración, aunque la molienda en seco tiene limitadas aplicaciones.

II.E.5.- CHANCADO.

El chancado es la operación necesaria para la reducción de tamaño del mineral proveniente de la mina o el tajo abierto, ya que normalmente este mineral es entregado hasta en tamaños de 6 pulgadas, conforme al método de minado y a la dureza del mismo.

El chancado se realiza en varias etapas, denominadas chancado primario, secundario, terciario y cuaternario, la última de las cuales rara vez se efectúa. La existencia de estas etapas de la operación obedece a los siguientes factores:

- Tamaño del mineral minado y alimentado a planta.
- Dureza del mineral
- Tamaño deseado del producto final de chancado, que depende de las características del proceso.

Otro factor que influye notablemente en el rendimiento de la operación de chancado es la humedad del mineral procesado, ya que un exceso de la misma reduce fuertemente la eficiencia del proceso.

II.E.5.1. CIRCUITOS DE CHANCADO.

El chancado es la primera etapa mecánica en el proceso de conminución, en el cual el principal objetivo es la liberación de los minerales valiosos de la ganga.

Es en general una operación en seco y usualmente se lleva a cabo en dos o tres etapas. Aun cuando una trituradora o chancadora tiene la capacidad de conseguir un alto grado de reducción, es normalmente más eficaz trabajar con la chancadora a un cierre medio, de los indicados en las tablas de fabricantes, antes de escoger los cierres que proporcionen los mayores grados de reducción. La principal

consideración en cada etapa para una máxima producción es un eficiente cálculo de la potencia. Hay un óptimo cierre para cada chancadora y un óptimo número de etapas requeridas para la máxima producción de la planta basadas en las características individuales del material que va a ser triturado. Sobrecargar la chancadora no incrementa la producción y es contraproducente porque acorta la vida de los componentes mecánicos. Operar la chancadora a un cierre demasiado estrecho reduce la capacidad y crea un excesivo desgaste. Una abertura demasiado ancha, en proporción al tamaño máximo de la alimentación, puede estorbar a la trituración en la zona superior y provocar el consumo excesivo de potencia.

A partir de las siguientes descripciones de aplicación de las chancadoras, puede verse que cada chancadora posee su nivel propio de reducción. El rango de los tamaños de alimentación y productos, para cada tipo de trituración, se solapan algo entre las etapas anterior y siguiente. Esto permite una flexibilidad en el ajuste de cada etapa para un óptimo de producción de todo el sistema.

Las chancadoras primarias están comúnmente diseñadas para operar 75% del tiempo disponible, principalmente debido a interrupciones causadas por insuficiencia en la alimentación de mineral a la sección y por demoras mecánicas en la chancadora.

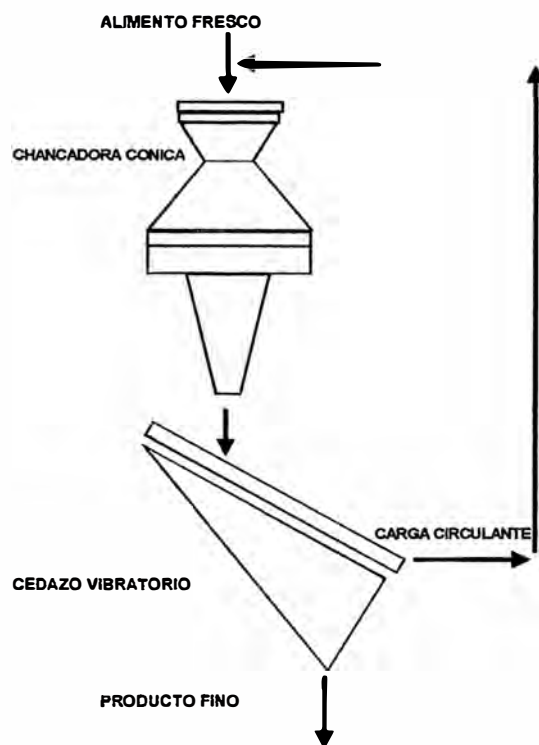
Cedazos vibratorios son a veces colocados adelante de las chancadoras secundarias para separar el **undersize** (material pasante), y por lo tanto incrementar la capacidad de la sección de chancado secundario. El material fino o de sub-tamaño tiende a llenar los vacíos entre las partículas grandes en la cámara de trituración, y pueden obstruir (atorar) la chancadora, causando daños, ya que la masa de material así aglomerado no es capaz de hincharse en volumen conforme es triturada.

El chancado puede ser en circuito abierto o cerrado, dependiendo del tamaño del producto. En **circuito abierto**, el undersize proveniente

del cedazo es combinado con el producto de la chancadora y es enviado a la siguiente operación. El chancado en circuito abierto es frecuentemente usado en las etapas intermedias de chancado, o cuando la sección de chancado secundario está produciendo un alimento para el molino de barras.

Si la sección de chancado está produciendo un alimento mas fino, es buena práctica usar un **circuito cerrado** (Figura 20) en el cual el

FIG. 20.- Circuito cerrado de chancado



undersize del cedazo es el producto final.

El producto de la chancadora es retornado al cedazo de modo que cualquier material con sobretamaño u **oversize** será recirculado. Una de las mayores razones para trabajar con circuito cerrado es la mayor flexibilidad disponible para la sección de chancado como un total. La chancadora puede operar a un **set** mucho mas amplio si es necesario, alterando así la distribución de tamaños del producto y, haciendo un corte selectivo en el cedazo, el

producto final puede ser ajustado a la especificación requerida. Existe el factor adicional que si el material es húmedo o pegajoso (y las condiciones climáticas pueden variar), entonces es posible abrir el set de la chancadora para prevenir la posibilidad de atoros en la cámara de trituración por empaque de las partículas, y por esto se incrementa la producción de la máquina, lo cual compensará la carga circulante adicional. La operación en circuito cerrado también permite la compensación para el desgaste que tiene lugar en los liners o **forros**, y

generalmente proporciona mayor libertad para satisfacer los cambios en los requerimientos de la planta.

La operación de chancado se realiza por etapas, ya que muy raras veces se consigue el tamaño apropiado de producto, el cual a su vez, constituye el alimento para la molienda. Básicamente, son tres las etapas de chancado, las cuales se reseñan a continuación.

II.E.5.1.1. Chancado primario.

La primera etapa de chancado puede definirse como la reducción grosera de tamaños y se efectúa en máquinas de consistencia robusta, como las quebrantadoras de quijada (jaw crusher) y chancadoras giratorias. Básicamente, solo existen tres tipos distintos de equipos de chancado para la etapa primaria. Estos son: chancadoras de mandíbulas, chancadoras giratorias y chancadoras de impacto.

Las chancadoras giratorias disponen de mayor capacidad de trabajo y rendimiento que las chancadoras de quijada, y funcionan bajo el mismo principio de reducción de tamaño, puesto que el elemento móvil desintegrador se acerca y se aleja de una placa desintegradora fija.

Podemos mencionar en este grupo a la chancadora de pistilo suspendido (Allis Chalmers), la chancadora **Telsmith**, las cuales constituyen los modelos básicos sobre el cual otras marcas manufacturan (Krupp).

II.E.5.1.2. Chancado Secundario.

En esta etapa se consigue un producto mas fino y normalmente se opera en circuito abierto con un cedazo vibratorio, el cual le antecede y sirve para separar la fracción pasante (de un tamaño definido por razones operativas).

Cuando el chancado secundario es la etapa final del proceso, la chancadora opera en circuito cerrado con un cedazo vibratorio para controlar el tamaño del producto (mineral) descargado.

Las chancadoras usadas mayormente para esta sección son del tipo cónico (standard) y giratorias, dada su mayor capacidad y la facilidad de controlar el tamaño de la descarga (set).

II.E.5.1.3. Chancado Terciario.

La etapa final del proceso se lleva a cabo con chancadoras del tipo cónico (short head) y giratorias (gyrasphere), debido al perfil de cámara de chancado especialmente diseñadas para chancado fino, operando en circuito cerrado con un cedazo vibratorio.

II.E.5.2. PRINCIPALES EQUIPOS DE CHANCADO.

II.E.5.2.1. Chancadoras de Quijada.

Entre las chancadoras de quijada, la chancadora tipo Blake es preferida a la tipo Dodge. Las chancadoras de quijadas son clasificadas por el método de pivotar la mandíbula móvil. En la chancadora **Blake** la quijada móvil es pivotada en la parte superior y así tiene un área receptora fija y una abertura de descarga variable. En la chancadora **Dodge** la mandíbula es pivotada en la parte inferior,

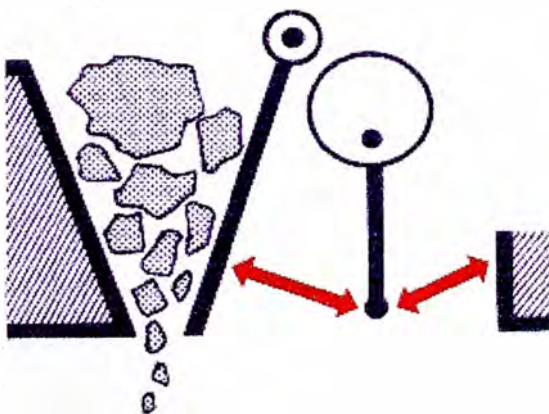


Fig. 21.- Chancadora de doble toggle

proporcionando un área de alimentación variable aunque un área de descarga fija. La chancadora Dodge está restringida a uso de laboratorio, donde se requiere un tamaño uniforme de descarga, y nunca es usada para operaciones de chancado pesado ya que fácilmente se rompe. La

chancadora Blake fue patentada por W.E. Blake en 1858 y variaciones en detalles respecto a su forma básica son halladas en la mayoría de las chancadoras de quijada de la actualidad.

Existen dos formas de las chancadoras Blake- doble toggle y simple toggle.

En la chancadora **Blake de doble toggle**, cuyo esquema de operación se muestra en la Fig. 21, el movimiento oscilante de la quijada móvil es efectuado mediante el movimiento vertical del pitman. Este se mueve hacia arriba y hacia abajo por la influencia de la excéntrica. El toggle posterior provoca que el pitman se mueva hacia los lados conforme es empujado hacia arriba. Este movimiento es transferido al

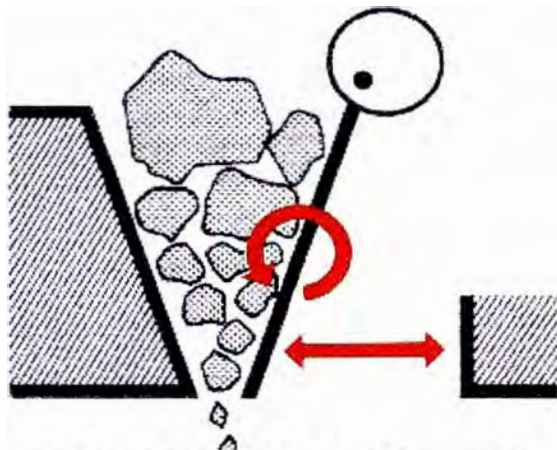


Fig. 22.- Chancadora de toggle simple

toggle frontal y éste a su vez causa que la quijada móvil se aproxime a la quijada fija. Similarmente, el movimiento descendente del pitman permite que la quijada móvil se abra.

En las chancadoras de **simple toggle** (Figura 22), la quijada móvil está suspendida en el eje excéntrico, el cual permite

un diseño más ligero y compacto que las chancadoras de doble toggle. El movimiento de la quijada móvil también difiere de aquella de diseño de doble toggle. No solo hace que la quijada móvil se mueva hacia la quijada fija, bajo la acción del toggle, sino que también se mueve verticalmente conforme la excéntrica rota. Este movimiento elíptico de la quijada ayuda a empujar la roca a través de la cámara de chancado. La Figura 23 muestra un corte transversal de una chancadora de quijadas de toggle simple, con las principales partes que la forman.

La máquina de simple toggle por lo tanto posee una capacidad algo mayor que la máquina de doble toggle basado en el mismo gape. El movimiento excéntrico, sin embargo, incrementa la velocidad de desgaste sobre las planchas de la quijada. La unión directa de la quijada móvil con la excéntrica impone un alto grado de esfuerzo sobre el eje

motriz, y así los costos de mantenimiento tienden a ser mayores a los de las máquinas de doble toggle. Las chancadoras de doble toggle cuestan aproximadamente 50% más que las de simple toggle del mismo tamaño.

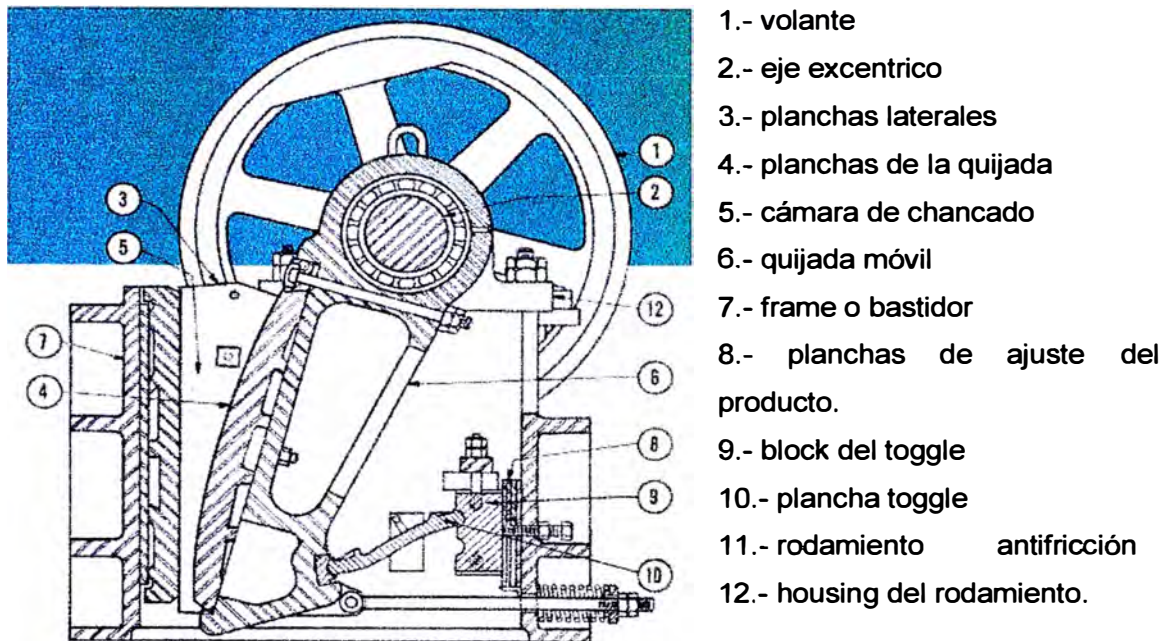


Fig. 23.- Corte de una chancadora de quijada de toggle simple

II.E.5.2.2. Chancadoras giratorias.

La chancadora giratoria (Figura 24) consiste esencialmente de un huso metálico largo, que lleva un elemento cónico de acero (cabezal o head), asentado en un mango excéntrico. El huso está suspendido de una "araña" y, conforme rota, normalmente de 85 a 150 r.p.m., éste oscila en un camino cónico dentro de una cámara fija de chancado, o casco, debido a la acción giratoria de la excéntrica. Como en la chancadora de quijada, el máximo movimiento del cabezal ocurre cerca de la descarga. Esto tiende a aliviar el estrangulamiento debido a la acumulación de carga, convirtiendo así a la máquina en una chancadora muy operativa. El huso metálico está libre de girar sobre su eje en el mango excéntrico, de modo que durante la trituración, los dampers o rocas de gran tamaño son comprimidos entre el cabezal rotatorio y los

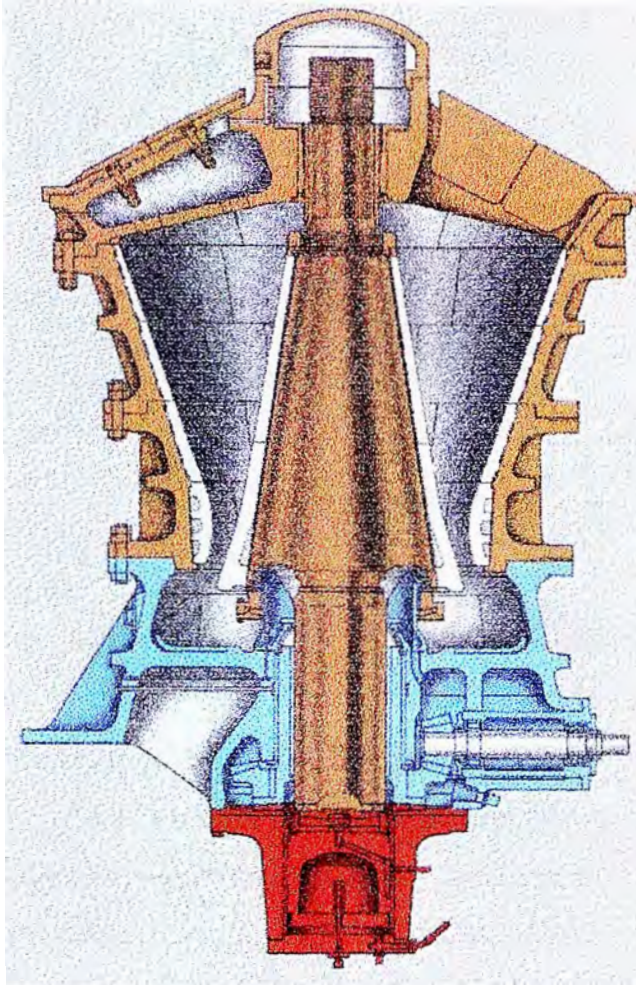


Fig. 24.- Chancadora giratoria (Krupp)

segmentos superiores del casco, y una acción abrasiva en la dirección horizontal es despreciable.

Ya que las chancadoras giratorias, a diferencia de las de quijada, trituran en un ciclo completo, tienen mucho mayor capacidad que una chancadora de quijadas del mismo "gape".

II.E.5.2.3. Chancadoras cónicas.

Las chancadoras cónicas son utilizadas como secundarias, terciarias y cuaternarias en aplicaciones de minerales. La chancadora cónica fue inventada por Mr. Edgar B. Symons a mediados de 1920, después de emplear un tiempo considerable en el desarrollo de una máquina secundaria de trituración.

La chancadora cónica probó ser notable debido a utilizar como punto de partida los principios de operación de las giratorias.

En las anteriores máquinas giratorias el proceso de trituración comprendía la reducción por presión entre dos paredes y el subsecuente movimiento libre (caída durante el cual el material se colocaba por gravedad hasta ser apresado y sujeto a una nueva presión y

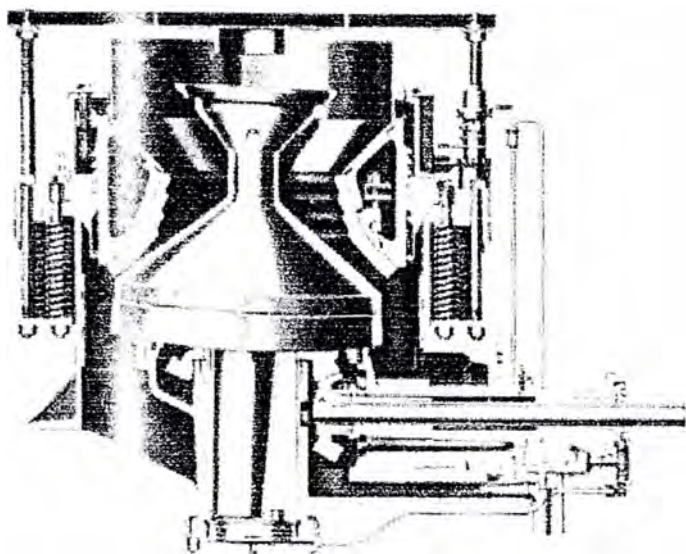


Fig. 25.- Chancadora cónica standard

nuevamente liberado). En las chancadoras giratorias normales la amplitud o carrera de la "cabeza" tiene un importante papel en el tamaño del producto final, aunque este factor está sujeto a modificaciones cuando se adopta a una zona paralela.

Chancadora cónica Symons.

Es el tipo de chancadora cónica de mas uso en operacion. Se produce en dos formas: la **Standard** (Figura 25) para chancado secundario normal y la **Short Head** (Figura 26) para trabajo fino o terciario. Ellas difieren principalmente en la forma de sus cámaras de trituración. La cónica standard tiene liners (forros) escalonados que permiten una alimentación mas gruesa que en la short head. La short head posee un ángulo de cabezal mas pronunciado que la standard, lo

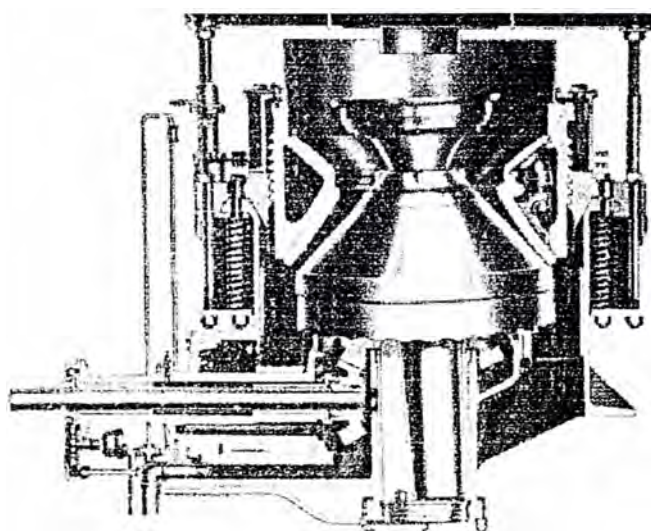


Fig. 26.- Chancadora cónica short head

que ayuda a prevenir atoros por el material mucho mas fino que es manejado. También tiene una abertura de alimentación mas estrecha y una sección paralela mas larga.

La sección paralela entre los "liners" en la

descarga es un aspecto de todas las chancadoras cónicas y es incorporado para mantener un control estrecho sobre el tamaño del producto. El material que pasa a través de la zona paralela recibe mas de un impacto de los elementos de chancado. El "set" en la chancadora cónica es así la abertura mínima de descarga. El plato distribuidor en la parte superior del cono ayuda a centralizar la carga alimentada, distribuyendo la misma a una velocidad uniforme en toda la cámara de chancado.

La chancadora Gyradisc.

Esta es una forma especializada de la chancadora cónica, usada para la producción de material muy fino. Se aplica como etapa cuaternaria o final, manejando normalmente una alimentación entre 1 a 1½ pulgada.

La mayor modificación respecto a la chancadora cónica convencional es que la máquina tiene los liners bastante cortos y un ángulo bastante plano para el liner inferior. El chancado es por conminución interparticular mediante el impacto y atricción de la masa de partículas en capas múltiples.

Para una adecuada operación la chancadora debe trabajar siempre con un nivel determinado de llenado de la cámara. Una alimentación controlada permite el consumo constante de potencia que se requiere para un circuito eficiente.

II.E.6.- TAMIZADO.

El tamizado o cribado es la separación de una mezcla de varios tamaños de granos en dos o mas porciones por medio de una superficie tamizante, actuando ésta como un múltiple selector de paso y consistiendo las porciones finales de granos de tamaño mas uniforme que el de la mezcla original.

El material que permanece sobre una superficie de tamizado dada es el **oversize** o rechazo, y el material que pasa a través de la superficie tamizante es el **undersize** o pasante.

La superficie tamizante puede consistir de mallas de alambre, seda, o tela plástica, planchas perforadas, barras grizzly.

II.E.6.1. SUPERFICIES DE TAMIZADO.

El tipo de superficie de tamizado o cribado escogida para una tarea particular dependerá de la abertura requerida y de la naturaleza del trabajo. La selección de dicha superficie puede ser engañosamente simple. La superficie debe ser lo suficientemente fuerte para soportar el peso del material que esté siendo cribado, y a la vez suficientemente flexible para ceder a las fuerzas vibratorias que se le apliquen.

Pueden distinguirse tres tipos básicos de superficies: las de "placa" o plancha punzada o perforada, las de "tela" tejida y las de barras perfiladas.

- ❖ Barras perfiladas o no (según se trate o no de evitar obstrucciones)

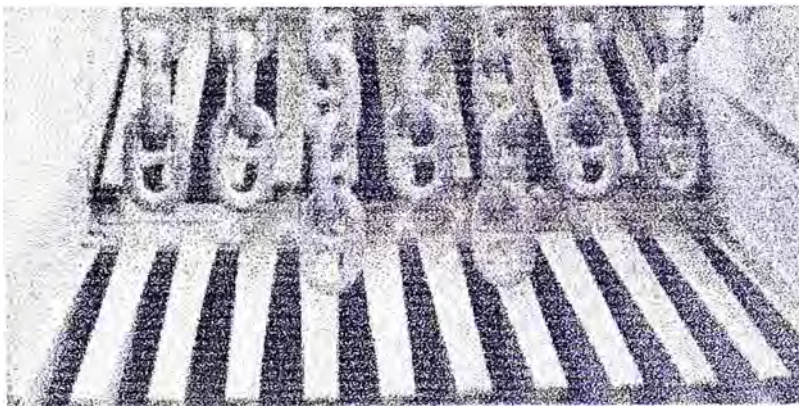


Fig. 27.- Barras perfiladas

para los tamizados gruesos. Este tipo de tamizado requiere el uso de aceros de muy alta resistencia a la abrasión, tales como los aceros al manganeso.

- ❖ Perforaciones sobre planchas en forma cuadrada, alargada, circular, en tresbolillo, oblongas, etc., siguiendo un determinado orden para evitar la obstrucción; este tipo de superficies presentan baja capacidad.

❖ Telas metálicas tejidas (Figura 28) cuyas mallas son de formas y de

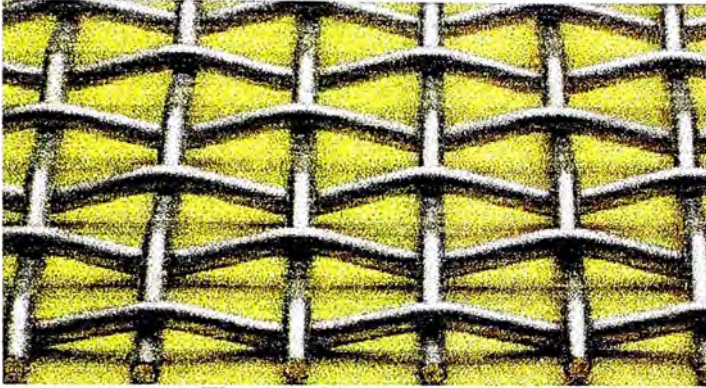


Fig. 28.- Malla metálica

dimensiones diversas. En general son de acero de alto contenido de carbono, a veces de acero al cromo, acero inoxidable, etc.. Las aberturas son de forma cuadrada o rectangular.

II.E.6.2. FACTORES QUE AFECTAN LA PERFORMANCE.

La efectividad del cedazo debe siempre ser unida con la capacidad ya que esto es frecuentemente posible mediante el uso de alimentación a baja velocidad y un tiempo largo de tamizado para efectuar una separación casi completa. En la practica la economía dicta que deben usarse velocidades de alimentación altas, lo cual reduce el tiempo de residencia sobre el tamiz y frecuentemente produce un lecho

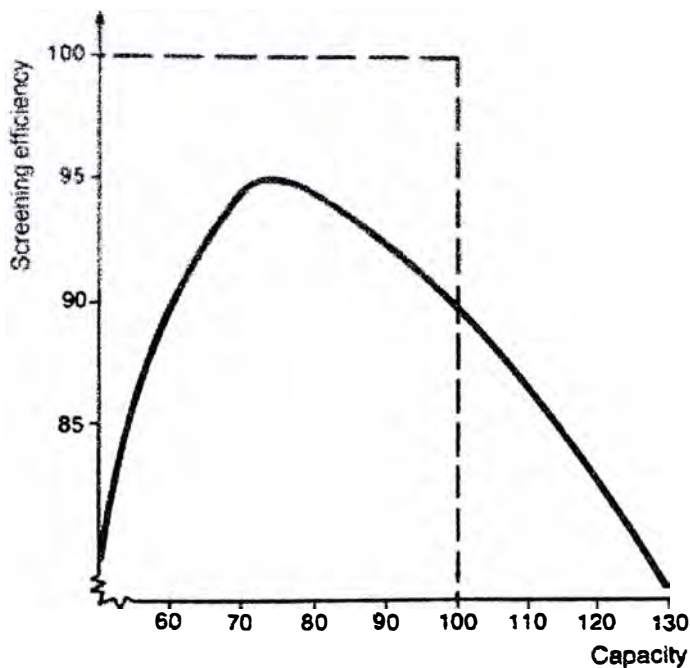


Fig. 29.- Relación entre capacidad y eficiencia

delgado de material a través del cual los finos deben viajar a la superficie del cedazo. El efecto neto es una reducida eficiencia. La alta capacidad y el alto rendimiento son en efecto requerimientos opuestos para cualquier separación dada, y es necesario

un compromiso para alcanzar el resultado óptimo (figura 29). A una capacidad dada, la efectividad depende de la naturaleza de la operación de tamizado, sobre la posibilidad global de una partícula pasando a través del tamiz una vez que ésta la ha alcanzado.

La capacidad de un tamiz se controla variando la velocidad de alimentación. La posibilidad global de paso de una partícula dada es función del número de veces que ésta alcanza la superficie del tamiz y la probabilidad de paso durante un solo contacto. Si el tamiz está sobrecargado, el número de contactos es pequeño y la posibilidad de paso durante el contacto se reduce por la interferencia de las otras partículas. El aumento de eficacia obtenido a expensas de una capacidad reducida es el resultado de más contactos por partículas y mejores posibilidades de paso durante el contacto.

Idealmente, una partícula tendrá una posibilidad mayor de pasar a través del tamiz si golpea la superficie perpendicularmente, está orientada de modo que sus dimensiones mínimas sean paralelas a la superficie del tamiz, no está impedida por otras partículas y no se adhiere o pega al tamiz. Ninguna de estas condiciones se cumple en el tamizado real.

En la práctica del tamizado industrial se encuentran varios factores que no pueden ser tratados teóricamente. Algunos de estos factores perturbantes son la interferencia del lecho de partículas sobre el movimiento de cualquier otra; la obstrucción de las aberturas; la cohesión entre las partículas; la adherencia de las partículas a la superficie del tamiz; y la aproximación oblicua de las partículas a la superficie. Cuando están presentes partículas grandes y pequeñas, las grandes tienden a segregarse formando una capa próxima al tamiz, impidiendo así que las más pequeñas lleguen a él. Todos estos factores tienden a reducir la capacidad y la eficacia. La humedad de la alimentación es especialmente importante. Tanto las partículas secas como las que se mueven en una corriente de agua pasan más fácilmente

que la húmedas, que tienden a adherirse a la superficie del tamiz y entre ellas, con lo que el paso tiene lugar lentamente y con dificultad.

II.E.6.3. EQUIPOS DE CRIBADO INDUSTRIAL.

Hay diferentes tipos de equipos industriales, los cuales pueden ser clasificados ya sea como estacionarios o dinámicos. En la mayor parte de los tamices las partículas pasan a través de las aberturas por gravedad. Las partículas gruesas pasan fácil y rápidamente por las aberturas grandes en una forma estacionaria; con partículas más finas debe agitarse de alguna forma la superficie de tamizado. Las formas más comunes consisten en hacer girar un tamiz cilíndrico sobre un eje horizontal o, con tamices planos, agitándolos, girándolos, o vibrándolos por medios mecánicos o eléctricos.

Tamices y parrillas estacionarias.

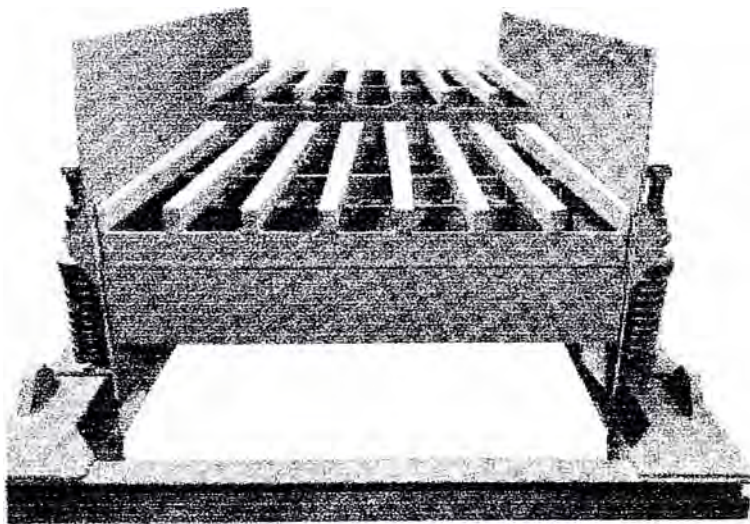


Fig. 30.- Grizzly

Una parrilla (Figura 30) es un enrejado de barras metálicas paralelas, colocadas en un marco estacionario inclinado. La pendiente y el recorrido del material son

generalmente

paralelos a las barras. Una alimentación gruesa, como el producto de una chancadora primaria, cae desde el extremo superior del enrejado, los trozos grandes ruedan hacia la descarga de rechazos mientras que los pequeños caen por entre las barras. La sección transversal superior

de cada barra es mayor que la inferior, lo cual facilita el funcionamiento del aparato sin atoros.

Tamices giratorios.

El equipo mas conocido es el *trommel*. Los trómeles están constituidos por un cuerpo cilíndrico, o tronco-cónico, de tela metálica o plancha perforada, que gira alrededor de un eje inclinado de 10 a 20% sobre la horizontal para permitir el avance de los productos. Giran a una velocidad del orden de 40% de la velocidad crítica. Estos aparatos, muy simples y ventajosos, se emplean mayormente en el tratamiento de productos gruesos.

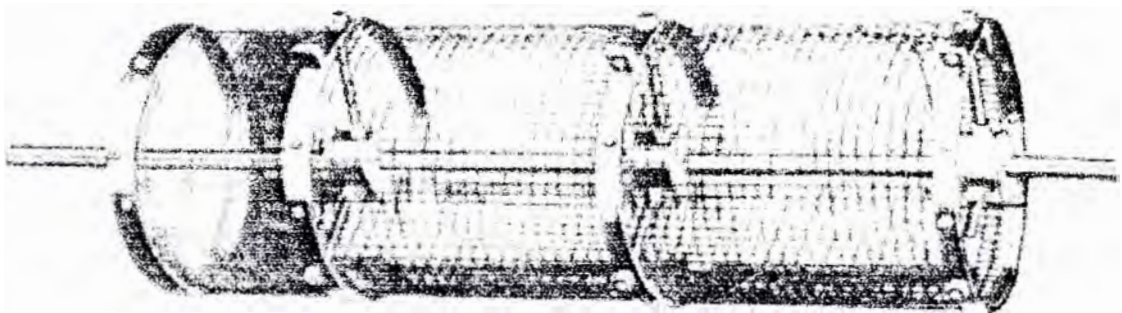


Fig. 31.- Trommel de compartimiento múltiple

Tamices vibratorios.

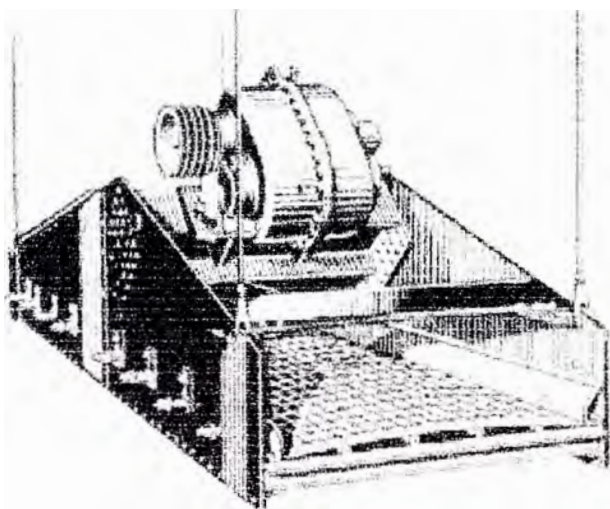


Fig. 32.- Cedazo vibratorio (Allis Chalmers)

Son los más ampliamente usados en las plantas de procesamiento de minerales, siendo su uso una práctica estándar cuando se requiere gran capacidad y alta eficiencia. La capacidad,

especialmente en el rango fino, es mucho mayor que cualquier otro tipo de tamiz de forma tal que han reemplazado a los otros tipos, especialmente cuando se requiere alta eficiencia. Los tamices se hacen vibrar rápidamente en un corto recorrido, de forma tal que la obstrucción de las mallas se reduce notablemente.

Las vibraciones pueden generarse mecánicamente o eléctricamente. Las vibraciones mecánicas se transmiten normalmente desde excéntricas de alta velocidad a la carcasa o “frame” del aparato y desde allí a los tamices fuertemente inclinados. Las vibraciones eléctricas producidas con potentes solenoides se transmiten a la carcasa o directamente a los tamices.

II.E.7.- MOLIENDA.

Esta etapa constituye la parte final de la liberación de minerales necesaria para la recuperación de las especies valiosas de la mena. Se efectúa por etapas, normalmente dos, y con clasificación de partículas, usando hidrociclones mayormente.

La molienda es la última etapa del proceso de conminución; en esta etapa las partículas son reducidas por una combinación de impacto y abrasión, ya sea en seco o en suspensión en agua. Se lleva a cabo en cilindros de acero rotatorios conocidos como ***molinos de tambor giratorio***. Estos contienen una carga suelta de cuerpos de trituración – el medio de molienda – la cual tiene movimiento libre en el interior del molino, reduciendo así a las partículas de mineral. El medio de molienda puede ser bolas o barras de acero, rocas duras (guijarros), o en algunos casos, el mineral mismo.

La molienda tiene por objetivo la reducción de tamaños para la liberación de los sulfuros valiosos (de cobre, plomo y zinc, por ejemplo) hasta un tamaño que se define de acuerdo a la flotabilidad de los minerales, pero que puede definirse entre las mallas 100 y 200 (149 – 74 micrones).

II.E.7.1. MOVIMIENTO DE CARGA EN EL MOLINO.

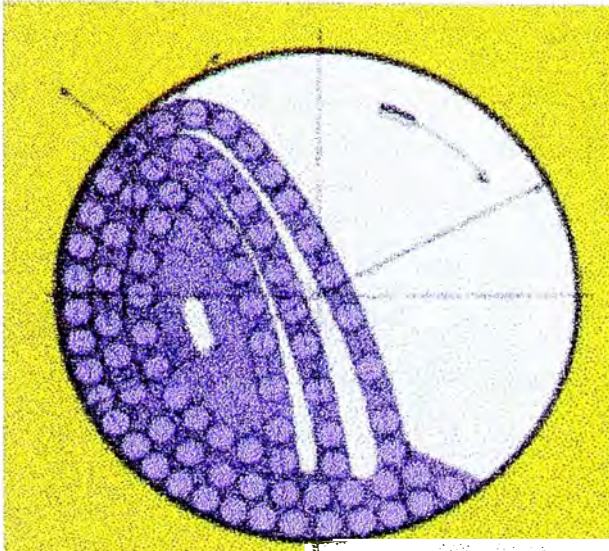


Fig. 33.- Movimiento de carga molidora en un molino de barras/bolas

El aspecto distintivo de los molinos rotatorios es el uso de cuerpos de trituración sueltos, los cuales son largos, duros y pesados respecto a las partículas de mineral, aunque pequeños respecto al volumen del molino, y los cuales ocupan ligeramente menos de la mitad del volumen interno del molino. Debido a la rotación y fricción del casco del molino, el medio de molienda es elevado a lo largo del lado ascendente del molino hasta que una posición de equilibrio dinámico es alcanzada (Figura 33), cuando los cuerpos adquieren un patrón de movimiento de cascada y catarata sobre la superficie libre de los otros cuerpos, generándose aproximadamente una zona muerta en donde solo ocurre un pequeño movimiento, hasta la zona baja o punta de la carga del molino.

La fuerza motriz del molino es transmitida por medio de los forros

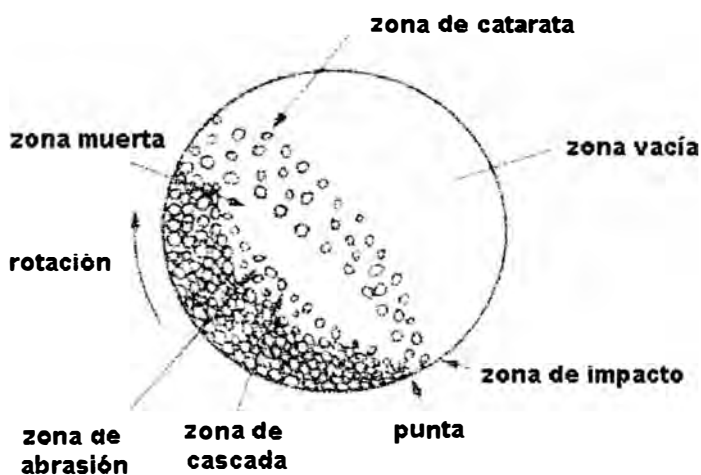


Fig. 34.- Acción de la carga molidora

a la carga. A

velocidades relativamente bajas, o con forros lisos, los medios de molienda tienden a rodar hacia abajo, a la punta de la carga del molino, y esencialmente ocurre conminución por

abrasión (Figura 34). Este efecto de *cascada* conduce a molienda muy

fina, con incremento en la producción de limos e incremento en el desgaste de los forros. A mayores velocidades, los medios de molienda son proyectados libres de carga para describir una serie de parábolas antes de caer alrededor de la punta de la carga. Este efecto de *catarata* conduce a la conminución por impacto y a un producto final mas grueso con reducido desgaste de los forros. En la *velocidad crítica* del molino, la trayectoria teórica del medio de molienda es tal que podría caer fuera del casco del molino. En la practica, la *centrifugación* ocurre y el medio es llevado en esencialmente una posición fija contra el casco.

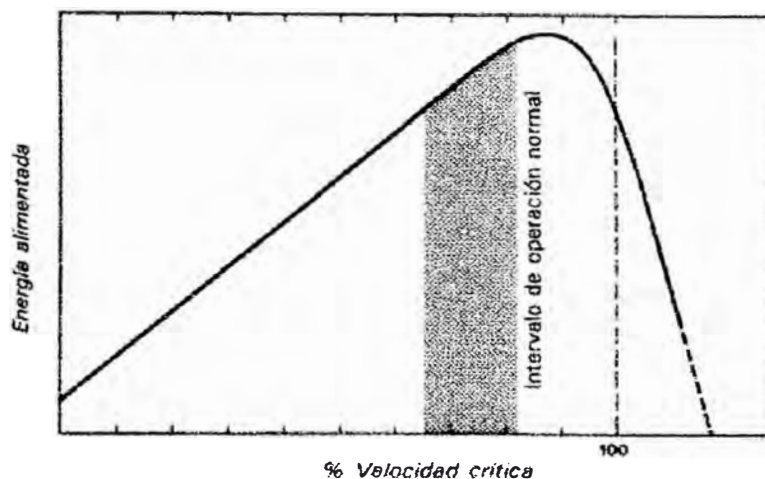


Fig. 35.- Velocidad de rotacion vs potencia

económicas (Figura 35). El incremento en la velocidad incrementa la capacidad, aunque hay un pequeño incremento en la eficiencia sobre aproximadamente 40-50% de la velocidad crítica. Las velocidades muy bajas son a veces usadas cuando la capacidad total del molino no puede ser alcanzada. Las velocidades altas son usadas para la molienda gruesa a alta capacidad.

II.E.7.2. COMPONENTES DE UN MOLINO.

Los componentes mecánicos de un molino deben ser considerados como parte fundamental del conocimiento del mismo; a continuación se hace una reseña de ellos.

En la practica, los molinos son operados a velocidades de 50-90% la velocidad crítica, siendo la elección influenciada por consideraciones

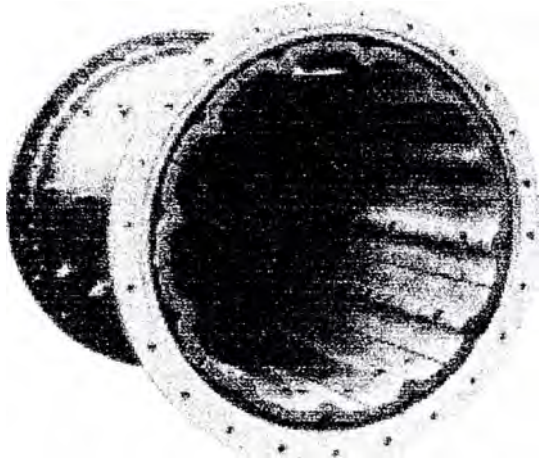


Fig. 36.- Carcasa de molino

o *manholes* son dispuestos. Para la unión de los cabezales de trunnion, son usadas bridas pesadas fabricadas de acero y son usualmente soldadas o empernadas a los extremos de las planchas del casco, alisadas con superficies paralelas las cuales son acanaladas para alojar un correspondiente spigot en el cabezal y son taladradas para empernarlas al cabezal.

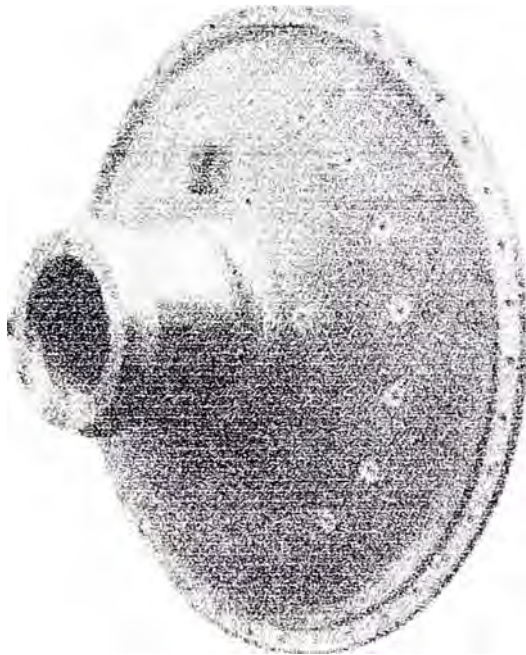


Fig. 37.- Tapa de molino

Casco (shell). Los cascos de los molinos (Figura 36) son diseñados para soportar el impacto y cargas pesadas, y constituyen el cuerpo del molino; son construidos de planchas roladas de acero, unidas por soldadura. Son perforados orificios para alojar a los pernos que sujetan a los forros. Normalmente uno o dos accesos

Tapas del molino. Las tapas del molino (Figura 37), o *trunnion heads*, pueden ser de fundición de hierro gris o nodular para diámetros de menos de 1 m. Las tapas de mayores dimensiones son fabricadas de acero colado, el cual es relativamente ligero y puede ser soldado. Las tapas son construidas con aletas de refuerzo y pueden ser planas, ligeramente cónicas, o

cóncavas. Ellas son maquinadas y taladradas para encajarse a las bridas del casco.

Trunnions. Los trunnions son los cuerpos sobre los cuales se asienta el

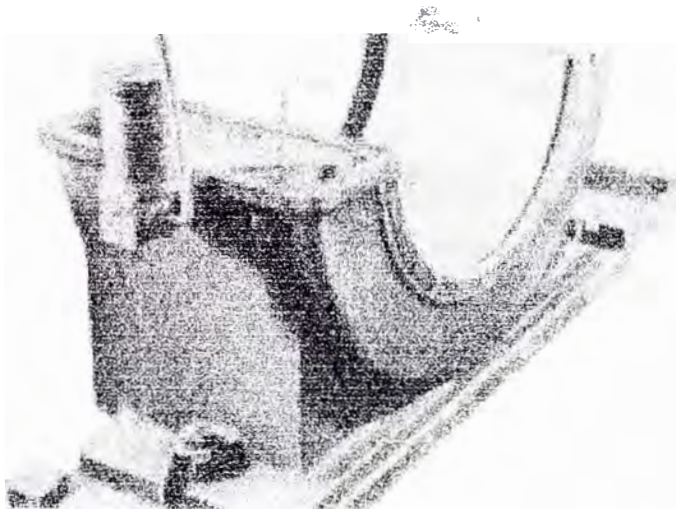


Fig. 38.- Trunnion

molino (Figura 38); son hechos de hierro fundido o acero y son cuerpos cilíndricos empernados a las tapas, aunque en molinos pequeños ellos pueden ser integrados con las tapas. Los trunnions son altamente pulidos para reducir la fricción de rodamiento y

son mantenidos lubricados por un sistema de inyección de aceite a presión o por inyección manual de grasa.

Forros. Los forros o *liners* (o chaquetas) están instalados al interior de los molinos. Las caras internas de trabajo de los molinos consisten de forros renovables (Figura 39), los cuales deben soportar impacto, ser resistentes al desgaste, y promover el movimiento mas favorable de la carga. Las tapas de los molinos de barras tienen forros planos y simples, con ligera conicidad para asegurar el auto-centrado y la acción en línea recta de los ejes o barras. Los forros del casco tienen una amplia variedad de formas de los levantadores o *lifters*, siendo el mas común el de forma de onda, Lorain, de resalto a traslape, etc. Los forros son unidos al casco del molino y tapas mediante pernos de acero especiales

Los forros de los molinos constituyen un gran costo en la operación del molino, y constantemente se hacen esfuerzos para prolongar la vida de ellos. Los forros y levantadores de caucho han

reemplazado al acero en algunas operaciones, y han sido hallados como de mayor duración y mas fáciles de instalar, y sus uso resulta en una significativa reducción del nivel de ruido.

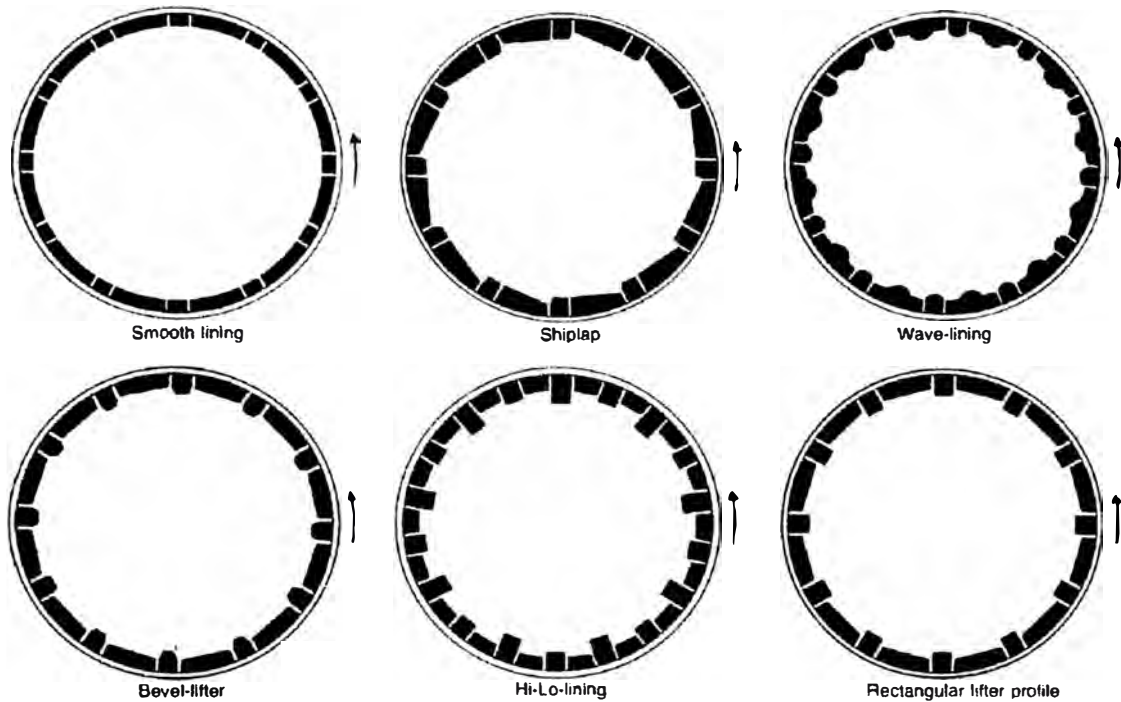


Fig. 39.- Perfiles de chaquetas de molinos

Alimentadores. El tipo de sistema de alimentación usado en el molino depende ya sea de si la molienda es hecha en circuito abierto o cerrado o si es hecho en seco o en húmedo. Tres tipos de alimentadores son usados en molienda húmeda: el spout feeder, el scoop feeder (alimentador de cucharones), y el drum feeder (alimentador de tambor).

La forma más simple y mas usada es el **spout feeder** (alimentador de boquilla curva), que consiste en un chute cilíndrico o elíptico soportado independientemente del molino, y proyectado directamente en el trunnion liner. El material es alimentado por gravedad a través de la boquilla o spout y descarga en el interior del molino, en el trunnion. Son frecuentemente usados para la alimentación de molinos de barras operando en circuito abierto o para molinos en circuito cerrado con clasificador de hidrociclón.

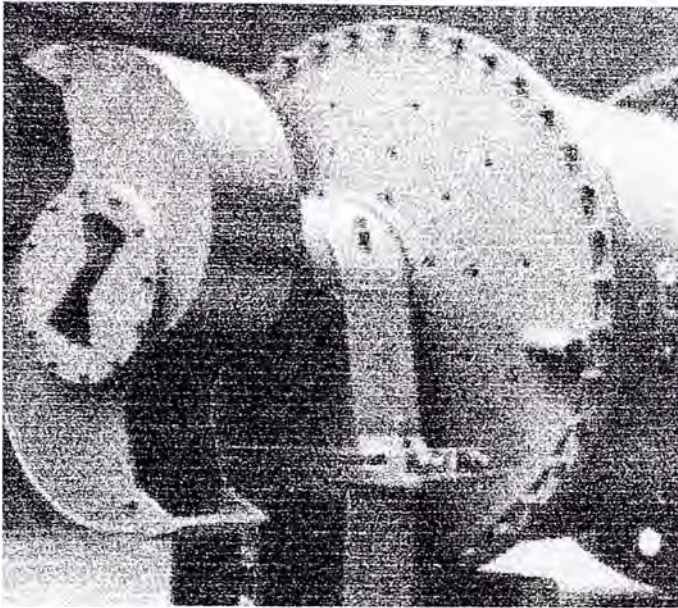


Fig. 40 .- Alimentador de cucharon (scoop feeder)

El **scoop feeder** (alimentador de cucharas), el cual esta unido y rota con el trunnion del molino, se sumerge en una caja estacionaria para levantar para levantar y pasar el material al interior del molino (Figura 40).

II.E.7.3. CIRCUITOS DE MOLIENDA.

La molienda en húmedo es generalmente usada en las operaciones de procesamiento de minerales debido a las economías globales de operación.

Las ventajas de la molienda húmeda son:

- (a)** menor consumo de potencia por tonelada de producto.
- (b)** mayor capacidad por unidad de volumen de molino.
- (c)** hace posible el uso de la clasificación para un control cerrado del producto.
- (d)** la eliminación del problema de generación de polvos.
- (e)** hace posible el uso de métodos simples de transporte y manipuleo tales como bombas, tuberías y canaletas.

El tipo de molino para una aplicación particular, y el circuito en el cual será usado debe ser considerado simultáneamente. Los circuitos son divididos en dos amplias clasificaciones: abiertos y cerrados. En el **circuito abierto** el material es alimentado al molino a una velocidad calculada para producir el producto correcto en un paso. Este tipo de

circuito es raramente usado en aplicaciones de procesamiento de mineral ya que no hay control en la distribución del tamaño del producto. La velocidad de alimentación debe ser lo suficientemente baja para asegurar que toda partícula pase suficiente tiempo en el molino para ser reducida al tamaño de producto. Como resultado, muchas partículas del producto son sobremolidas o “remolidas”, lo cual consume energía innecesariamente, y el producto puede presentar posteriores problemas de tratamiento.

La molienda en la industria minera es casi siempre en ***circuito cerrado***, en el cual el material del tamaño requerido es removido mediante un clasificador, el cual retorna el “oversize” al molino.

En la operación en circuito cerrado, no se hace esfuerzo en efectuar la reducción en un simple paso. En lugar de ello, todo esfuerzo está orientado a remover material del circuito tan pronto como alcance el tamaño requerido. En la molienda hasta el tamaño requerido, un incremento en la capacidad de hasta 35% puede ser obtenido mediante la operación en circuito cerrado.

El material retornado al molino por el clasificador es conocido como ***carga circulante***, y su peso es expresado como un porcentaje del peso de la alimentación fresca.

La molienda en circuito cerrado reduce el tiempo de residencia de las partículas en cada pasada, y así la proporción de tamaños acabados en el molino, comparado con la molienda en circuito abierto. Esto reduce la sobre-molienda e incrementa la energía disponible para molienda útil mientras que haya presente un amplio suministro de material no acabado. La carga circulante óptima para un circuito en particular depende de la capacidad del clasificador y del costo de transportar la carga al molino. Usualmente se halla en el rango de 100 a 350%, aunque puede ser tan alto como 600%.

Los molinos de barras son generalmente operados en circuito abierto. No hay razón que pueda señalarse como causante de esto, pero existen varios factores que contribuyen:

- (a) el tamaño de la alimentación normalmente está bien controlado por la etapa precedente de reducción.
- (b) el molino tiene cierto efecto de clasificación interior; las superficies paralelas de molienda simulan una malla alargada y tienden a retardar a las partículas mas largas hasta que éstas son reducidas. Las partículas mas pequeñas se deslizan o pasan a través de los espacios entre las barras sin reducción apreciable.
- (c) la relación de reducción es relativamente grande y
- (d) rara vez es crítico el control sobre el tamaño del producto porque éste pasa ya sea a un clasificador o a un molino de bolas en circuito cerrado.

Los molinos de bolas, sin embargo, virtualmente son siempre operados en circuito cerrado con alguna forma de clasificador.

La molienda se efectúa por etapas, normalmente dos, denominadas molienda primaria y secundaria, y operando con clasificadores de partículas (hidrociclones mayormente) para separar de la molienda las fracciones deseadas para la sección flotación.

El número de etapas de molienda lo dicta las características físicas del mineral, tales como la dureza del mineral y grado de diseminación, y el grado de molienda deseado para conseguir recuperaciones económicas.

II.E.7.4. TIPOS DE MOLINOS.

Los molinos pueden ser clasificados usando diferentes criterios, por ejemplo, de acuerdo al tipo de carga molturante (bolas, ejes o barras, guijarros, y molinos autógenos) o por el arreglo de la alimentación y descarga (overflow o rebose, descarga por parrilla, descarga periférica y molinos batch).

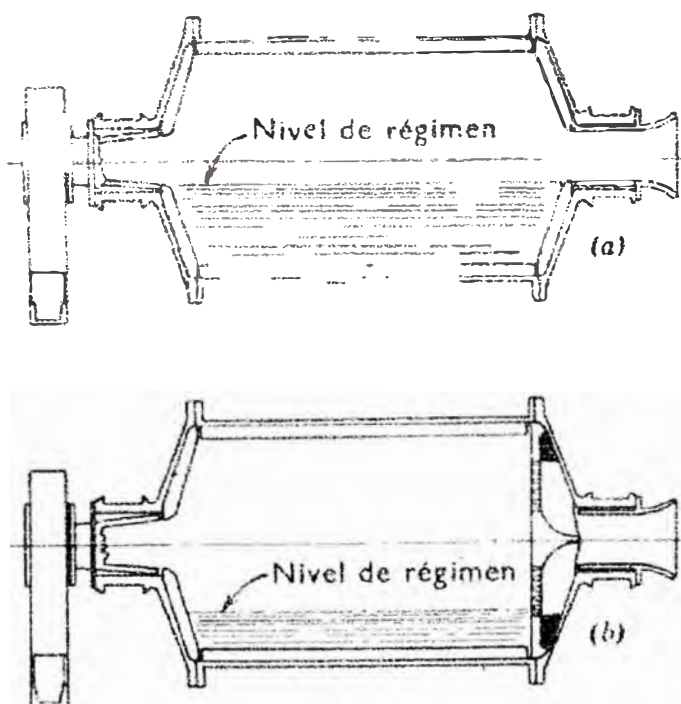
En la tecnología moderna la clasificación se basa en la función del molino en el proceso de reducción y enriquecimiento, es decir:

- (a) molinos primarios
- (b) molinos secundarios
- (c) molinos terciarios

II.E.7.4.1. Molinos de barras.

El aspecto distintivo de un molino de barras es que la longitud del cuerpo cilíndrico o casco es entre 1.5 y 2.5 veces su diámetro. Esta relación es importante por que las barras, las cuales son solo unas cuantas pulgadas mas cortas que la longitud del casco, podrían girar de modo que se crucen a través de la cámara de molienda. La relación no debe ser, sin embargo, muy alta para el diámetro máximo del casco en uso que las barras se puedan deformar y quebrar. Ya que las barras mayores a 6 m de longitud se doblarán, esto establece la longitud máxima del molino.

Fig. 36.- Tipos de descarga de molinos
(a) descarga por rebose
(b) descarga por parrilla o diafragma



Los molinos de ejes son normalmente operados a 50-60% de la velocidad crítica, de modo que los ejes desarrollan un patrón de cascada, en lugar de catarata lo cual tiende a enredar los ejes. La densidad de pulpa esta usualmente entre 60% y 75% de sólidos en peso.

Los molinos de barras y de otros tipos son valuados por la potencia

mas que por la capacidad, ya que la capacidad es determinada por varios factores, tales como la molturabilidad, determinada por pruebas de laboratorio.

Los molinos de barras son agrupados de acuerdo a la naturaleza de la descarga. Una regla general puede ser hecha de que mientras mas cerca se halle la descarga a la periferia del casco, mas rápido el material pasará a través del molino y menor sobre-molienda ocurrirá. Podemos señalar los siguientes tipos:

- ❖ Molinos de descarga periférica central.
- ❖ Molinos de descarga periférica final.
- ❖ Molinos de rebose por el trunnion.

Estos últimos son los mas ampliamente usados en la industria minera, en los cuales la alimentación es introducida a través de un trunnion y descarga a través del otro. Este tipo de molino solo es usado para molienda en húmedo y su principal función es convertir el producto de la planta de chancado en alimento para el molino de bolas. Se proporciona un gradiente de flujo haciendo el diámetro del trunnion de descarga de 10 a 20 cm mayor que la abertura de alimentación. El trunnion de descarga es frecuentemente adaptado con un espiral interno para remover material de desecho generado al interior de la cámara de molienda. La Figura 36 ilustra los dos tipos principales de descarga en los molinos.

II.E.7.4.2. Molinos de bolas.

Las etapas finales de la conminución son llevadas a cabo en molinos de tambor giratorio usando bolas de acero como medio de molienda. Los molinos de bolas consisten en cámaras giratorias de acero, de forma cilíndrica o tronco-cónica, cargadas con bolas de hierro o acero y, en ciertos casos, con guijarros.

El volumen de carga es alrededor de 40-50% del volumen interno del molino, siendo alrededor del 40% de este volumen espacio vacío. La

energía suministrada al molino se incrementa con la carga de bolas, y alcanza un máximo a un volumen de carga de aproximadamente 50%, aunque por número de razones, rara vez se excede el 40-50%. La curva de eficiencia es en cualquier caso llana cerca al máximo. En molinos de rebose la carga volumétrica es usualmente 40% aunque existe una mayor elección en el caso de molinos con descarga por parrilla. La velocidad óptima del molino se incrementará con el volumen de carga, ya que el incremento de peso de la carga reduce la cantidad de efecto catarata que tiene lugar.

Los molinos de bolas son usualmente operados a mayores velocidades que los molinos de barras, de modo que las bolas mas grandes producen efecto catarata e impactan sobre las partículas de mineral. El suministro de trabajo al molino se incrementa en proporción a la velocidad, y los molinos de bolas giran a la mas alta velocidad posible sin centrifugación. Normalmente esta es 70-80% de la velocidad crítica, siendo la mayor velocidad usada para incrementar el efecto de cascada con objeto de reducir la alimentación bastante dura o gruesa.

Ya que las bolas tienen mucho mayor área por unida de peso que las barras, son mas apropiadas para la molienda fina. El término molino de bolas está restringido a aquellos que tienen una relación longitud/diámetro de 1.5 a 1 y menos. Los molinos de bolas en los cuales la relación longitud/diámetro está entre 3 y 5 son denominados ***molinos tubulares*** o a veces conocido como ***molino compound***. Estos son divididos en varios compartimentos longitudinales, cada uno teniendo una diferente composición de carga, bolas de tamaño decrecientes para producir una molienda mas fina. Se trata, en esencia, de una serie de molinos que operan en sucesión.

Los molinos de bolas también son clasificados por el tipo de descarga. Ella puede ser de ***rebose simple*** en trunnion, operada en circuito abierto o cerrado, o ***descarga por parrilla***. El último tipo dispone de parrillas de descarga entre el cuerpo cilíndrico del molino y el

trunnion de descarga. La pulpa puede fluir libremente a través de las aberturas de la parrilla y es entonces elevada al nivel del trunnion de descarga. Estos molinos tienen un nivel de pulpa menor que los molinos de rebose, reduciendo así el tiempo de residencia de las partículas en el molino. Ocurre muy poca sobre-molienda y el producto contiene una gran fracción de material grueso, el cual es retornado al molino mediante algún tipo de dispositivo clasificador. La molienda en circuito cerrado, con alta carga recirculante, produce un producto con una distribución granulométrica bastante cerrada y una alta producción por unidad de volumen comparada con la molienda en circuito abierto. Los molinos con descarga por parrilla usualmente admiten una alimentación mas gruesa que los molinos de descarga por rebose y no son requeridos para moler tan fino, siendo la razón que con muchas bolas pequeñas formando la carga molturante, el área abierta de la parrilla se obstruiría rápidamente.

II.E.8.- CLASIFICACION.

La clasificación es un método de separación de mezclas de minerales en dos o mas productos sobre la base de la velocidad con la cual las partículas caen a través de un medio fluido. En el procesamiento de minerales, este medio usualmente es el agua, y la clasificación es generalmente aplicada a partículas minerales las cuales son consideradas demasiado finas para ser separadas eficientemente por cribado. En general, los productos resultantes son

- (1) una fracción parcialmente drenada conteniendo el material grueso (denominado *underflow*) y
- (2) una fracción fina conjuntamente con la porción remanente del medio líquido (denominada *overflow*).

Todos los clasificadores en húmedo dependen de la diferencia en velocidad de sedimentación entre las partículas gruesas y finas o partículas de gravedad específica ligera y pesada a ser separadas. Las velocidades pueden ser controladas en cierta extensión mediante

agitación suave, haciendo provisión para la sedimentación obstruida, y fuerza centrífuga versus gravedad en las unidades de tipo centrífugo.

Los tipos de clasificadores caen en dos categorías básicas: (1) clasificadores por gravedad y (2) clasificadores centrífugos. Los clasificadores gravitacionales pueden ser subdivididos en (a) clasificadores por sedimentación y (b) clasificadores hidráulicos. Mas aún, cada tipo se divide en mecánicos y no mecánicos.

II.E.8.1. TIPOS DE CLASIFICADORES.

Los tipos de clasificadores comúnmente usados en la industria del procesamiento de minerales son mecánicos (clasificadores de rastrillo y espiral) y centrífugos (hidrociclones).

II.E.8.1.1. Clasificadores mecánicos.

Varias formas de clasificadores existen en los cuales el material de menor velocidad de sedimentación es transportado en un líquido overflow, y el material de mayor velocidad de sedimentación es depositado en el fondo del equipo y es dragado hacia delante contra el flujo de líquido, mediante algún medio mecánico.

Los clasificadores mecánicos tienen un amplio uso en las operaciones de molienda en circuito cerrado y en la clasificación de productos provenientes de plantas de lavado de mineral. En circuitos



cerrados de molienda, estos clasificadores tienen una tendencia a retornar pequeñas partículas densas al molino, causando sobremolienda.

Fig. 42.- Clasificador de rastrillos (Dorr-Oliver)

Los clasificadores de rastrillo (Figura 42) y espiral operan siempre por vía húmeda y consisten de un recipiente de sedimentación abierto, el cual se fija en un ángulo con respecto a la horizontal. La pulpa es introducida dentro de la cámara en un punto cerca del extremo de la descarga por rebose y el caudal de alimentación es tal que permitirá el tiempo suficiente para que solo las partículas grandes se hundan hacia el fondo. Las partículas finas se dejan salir por rebose con la mayor porción del agua de alimentación y el material grueso sedimentado es lentamente arrastrado por la pendiente del tanque para ser entonces descargado en el extremo expuesto del mismo. Con los clasificadores de rastrillo, el arrastre de los sólidos se hace por el movimiento de un rastrillo que consiste de un barrido a lo largo de la base del tanque, elevándose y moviéndose otra vez hacia atrás y entonces nuevamente se posan en el fondo e inicia hacia delante un nuevo ciclo de trabajo. Con los clasificadores de espiral los sólidos son evacuados hacia arriba, por medio de la rotación constante de una espiral montada en el tanque semi-cilíndrico. Si se montan dos o tres rastrillos en los clasificadores, entonces son denominados clasificadores duplex o triplex.

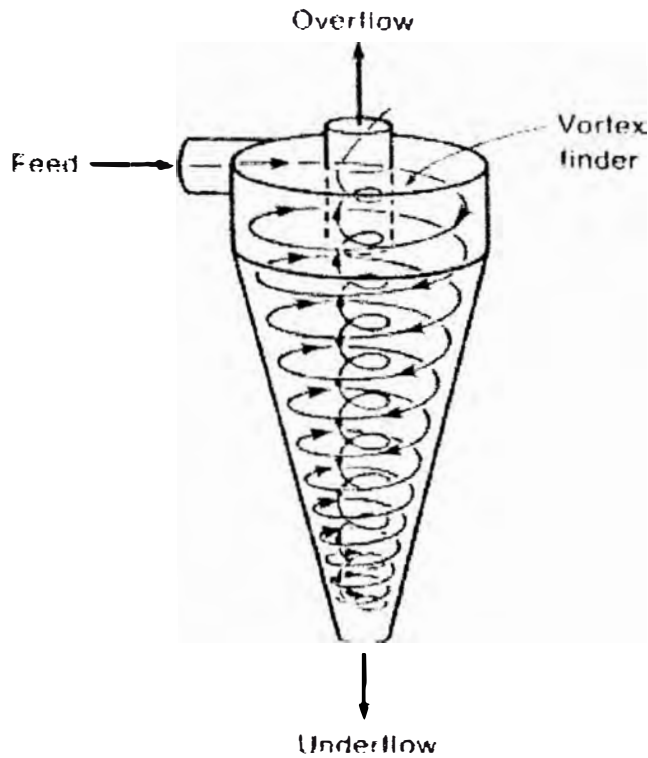
II.E.8.1.2. El Hidrociclón.

Este es un dispositivo clasificador de operación continua que utiliza la fuerza centrífuga para acelerar la velocidad de sedimentación de las partículas.

Su mayor uso en el procesamiento de minerales es como clasificador, el cual ha probado ser bastante eficiente en el rango de separación fina. Es usado en operaciones de molienda en circuito cerrado pero ha hallado muchos otros usos, tales como el deslamado, desarenado y espesamiento. También ha hallado amplia aceptación para el lavado de carbones finos.

Un hidrociclón típico consiste en un recipiente de forma cónica, abierto en su *apex*, o underflow, unido a una sección cilíndrica, la cual

Fig. 43.- Patrón de flujo en un hidrociclón



tiene un ingreso de alimentación tangencial. La parte superior de la sección cilíndrica está cerrada con un plato a través del cual pasa un tubo overflow montado axialmente. El tubo se extiende dentro del cuerpo del hidrociclón mediante una sección corta y removible conocida como el **vortex finder**, el cual previene el corto circuito de la alimentación directamente en el overflow.

La alimentación es introducida bajo presión a través de la entrada tangencial la cual imparte un movimiento giratorio a la pulpa (Figura 43). Esto genera un vórtice en el ciclón, con una zona de baja presión a lo largo del eje axial. Se desarrolla un núcleo de aire a lo largo del eje, normalmente conectado a la atmósfera a través de la abertura del apex, pero en parte creado por el aire disuelto que viene de la solución en la zona de baja presión.

Los hidrociclones han reemplazado a los clasificadores mecánicos en varias plantas de molienda, ya que son más eficientes, especialmente en el rango de los tamaños finos. También requieren menor espacio de piso y consumen menos potencia. Debido al tiempo de residencia relativamente corto para las partículas dentro del ciclón, el circuito de molienda puede estabilizarse rápidamente si algún cambio es hecho y la oxidación de las partículas dentro del circuito es reducida. Los hidrociclones son ampliamente usados para clasificación entre 150 y 5 micrones, aunque separaciones más gruesas son posibles.

Por centrifugación, los granos mas gruesos y los mas densos se dirigen hacia las paredes y son evacuados por la boquilla inferior de descarga, que constituye la salida inferior del aparato, bajo forma de pulpa espesa; los granos finos y ligeros se extraen con la mayor parte del agua contenida en la pulpa, por el vortex finder, y constituye el rebose.

II.E.9.- FLOTACION.

La flotación, o mas específicamente “flotación por espumas”, es un método fisico-químico de concentrar minerales finamente molidos. El proceso involucra el tratamiento químico de una pulpa mineral para crear condiciones favorables para la adhesión de determinados partículas de mineral a burbujas de aire. Las burbujas de aire transportan los minerales seleccionados hacia la superficie de la pulpa, formando allí una espuma estable la cual es retirada de la superficie y a partir de la cual las partículas de mineral predeterminado son recuperadas.

La flotación puede aplicarse a minerales de baja ley y a minerales que requieren molienda fina para lograr la liberación. Como se trata de un proceso relativamente selectivo, una aplicación importante está en la separación y concentración de los minerales valiosos contenidos en minerales complejos, como por ejemplo, en sulfuros complejos que contienen cobre, plomo y zinc.

II.E.9.1. AGENTES DE FLOTACION.

La separación de minerales puede ser efectuada por un número de diferentes procesos tales como el electrostático o separación magnética, medios densos, etc. Con objeto de separar minerales finamente diseminados, la flotación con espumas proporciona el único proceso económicamente viable de tratamiento. Los otros procesos son aplicables ya sea a un mineral particular o restringido a un numero de combinaciones de minerales. La flotación puede utilizar un amplio rango

de diferencias químicas de superficie entre minerales, los cuales pueden ser tratados igualmente con una amplia variedad de reactivos.

Tabla 4

CLASIFICACION DE LOS REACTIVOS DE FLOTACION	
1. COLECTORES	
A. Anionicos para sulfuros minerales	
Xantatos	R-O-C(S)-SNa
Tionocarbamatos	R-NH-C(S)-O-R'
Ditiofosfatos	(RO) ₂ -P(S)-SNa
Tiocarbanilidas	H ₅ C ₆ -NH-C(S)-NH-C ₆ H ₅
B. Anionicos para minerales no-sulfuros	
Acidos grasos	R-C(O)-OH
Sulfonatos	R-S(O ₂)-O-OH
C. Catiónicos para minerales no-sulfuros	
Alquil aminas	RHN ₂
Compuestos de amonio cuaternario	RR'R''R'''NCl
2. MODIFICADORES	
A. pH	
Cal	CaO
Carbonato de sodio	Na ₂ CO ₃
Soda caustica	NaOH
Acidos	H ₂ SO ₄ , HCl
B. Resurfactantes	
Cationes	Ba, Ca, Cu, Pb, Zn, Ag
Aniones	SiO ₃ , PO ₄ , CN, CO ₃ , S
Coloides orgánicos	dextrina, almidon, goma
C. Precipitación o removedores de iones	
Cationes	Ca, Ba
Aniones	Cn, CO ₃ , PO ₄ , SO ₃
3. ESPUMANTES	
A. Alcoholes	
MIBC	CH ₃ -CH(OH)-CH ₂ -CH(CH ₃)-CH ₃
Aceite de pino (terpineol)	
Acido cresílico (xylenol)	
Alquil polipropilen glicol eteres	R-O-(CH ₂ -CH(CH ₃)-O) _n -H, R = metil o ciclohexil

En el proceso de flotación, la selectividad del mineral puede ser alcanzada por la adición de varios reactivos químicos los cuales controlan la humectación de un mineral particular en la pulpa de flotación. Estos reactivos químicos pueden ser ampliamente clasificados en cinco categorías: colectores, espumantes, depresores, activadores, y modificadores, como se muestra en la Tabla 4.

II.E.9.1.1. COLECTORES.

Los colectores son los reactivos que producen principalmente el carácter hidrofóbico en los minerales valiosos. Los colectores son reactivos químicos orgánicos superficiales que se adsorben en la superficie del mineral. Estos comprenden un grupo funcional polar, hidrofílico en naturaleza, a través del cual ellos se unen al mineral, y un grupo no polar, el cual es hidrofóbico, a través del cual ellos se unen a una burbuja de aire. La cola hidrofóbica usualmente es un hidrocarburo. Los colectores pueden ser divididos en un número de variedades basado en el grupo funcional involucrado y en el tipo de mineral colectado.



Fig. 44.- Acción del colector sobre la superficie mineral

La figura 44 muestra la superficie de contacto burbuja de aire/mineral con y sin colector. Sin colector la burbuja de aire hace contacto despreciable con una superficie mineral y por lo tanto la flotación no es posible. Cuando un colector es usado, se obtiene un ángulo de contacto, y una condición favorable para la flotación existe.

En el caso de un sólido, el concepto que define su adherencia a la burbuja es el **ángulo de contacto**. El ángulo de contacto (θ) se define

como aquel formado entre el plano tangente a la interfase líquido-gas y el plano formado por el sólido en un contacto trifásico sólido-líquido-gas.

Mientras mayor sea el ángulo de contacto, mayor será la flotabilidad del mineral. El ángulo no solo es una característica del mineral (como es el caso de los minerales con flotabilidad natural) sino también del colector que se está usando. Mientras mas repelente al agua se transforme la superficie del mineral a través de la adsorción, mas fácil es la adherencia de la burbuja de aire al mineral.

A continuación se entregan algunos ángulos de contacto para grupos hidrocarburo de Xantatos.

Radical Hidrocarburo	Angulo de Contacto (grados)
Metil	50
Etil	60
n-Propil	68
n-Butil	74
Isobutil	78

II.E.9.2. ESPUMANTES.

Los espumantes son reactivos químicos de superficie activa cuya función es proporcionar una gran interface aire-agua de suficiente estabilidad para asegurar la remoción de partículas hidrofóbicas de la pulpa de flotación. A diferencia de los colectores, es difícil asociar un cierto tipo de espumantes con un sistema mineral en particular. Los espumantes pueden ser clasificados en grupos dependiendo de su tipo molecular.

Los espumantes son generalmente sustancias heteropolares. Consisten de un grupo polar no-ionico que exhibe una naturaleza hidrofílica, unido a un grupo alquílico hidrofóbico no-polar, siendo la tendencia a forzar al último dentro de la fase de aire.

Los colectores para minerales no metálicos, tal como las aminas, generan usualmente suficiente espuma, la cual en la mayoría de los

casos hace innecesario el uso de espumantes. Cuando se usan colectores de sulfuros, es necesaria la adición de espumantes, para producir suficientes propiedades espumantes.

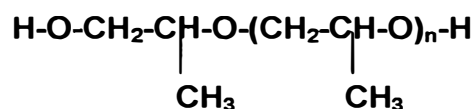
II.E.9.2.1.- Acción espumante.

El principal propósito de los agentes espumantes es el crear una espuma capaz de transportar o mantener las burbujas cargadas de mineral hasta que sean removidas de la maquina de flotación. Este objetivo es alcanzado impartiendo una resistencia temporal a la película envolvente de la burbuja. La vida de esta burbuja individual es así prolongada hasta que puede ser posteriormente estabilizada por adherencia de partículas minerales y unida con otras burbujas en la superficie de la pulpa para formar una espuma. Una vez que la espuma es extraída de la máquina de flotación, sin embargo, es deseable que se rompa rápidamente, para prevenir interferencias con operaciones posteriores.

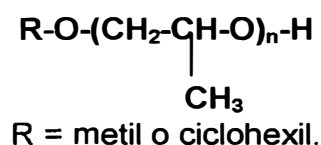
II.E.9.2.2.-Tipos de espumantes.

Hay tres principales grupos químicos de espumantes: éteres de poli-propilen glicol, poli-propilen glicoles y alcoholes, cuyas estructuras químicas se indican a continuación:.

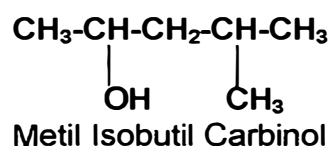
(a) poli-propilen glicoles



(b) alquil polipropilenglicol eter



(c) alcoholes alifaticos



(d) alcoholes aliciclicos/aceites de pino

II.E.9.3. MODIFICADORES.

La lista de modificadores o agentes acondicionadores usados en la flotación es amplia y muy variada. Generalmente incluye a todos los reagentes cuya principal acción no es la colectora o la espumante. Los agentes modificadores pueden actuar como depresores, activadores, reguladores de pH, dispersantes, etc.

II.E.9.3.1. Activadores.

Estos agentes alteran la naturaleza química de las superficies minerales de modo que ellas se hacen hidrofóbicas debido a la acción del colector. Los activadores son generalmente sales solubles las cuales se ionizan en solución, reaccionando los iones con la superficie mineral.

Un ejemplo clásico es la activación de la esfalerita mediante cobre en solución. La esfalerita no es flotada satisfactoriamente por el colector xantato, ya que los productos del colector formados, tal como el xantato de zinc, son relativamente solubles en agua, y así no proporciona una película hidrofóbica alrededor del mineral.

II.E.9.3.2. Depresores.

Los depresores se usan para incrementar la selectividad de la flotación, produciendo en los minerales cierto carácter hidrofílico, previniendo así su flotación. Hay varios tipos de depresores y sus acciones son complejas y variadas, y en la mayoría de los casos, poco entendida, haciendo a la depresión mas difícil de controlar que la aplicación de otros tipos de reactivos.

Depresores típicos son el cianuro de sodio o calcio para deprimir la pirita (Fe_2S_2) mientras flota la galena (PbS), esfalerita (ZnS), o sulfuros de cobre; sulfato de zinc para deprimir ZnS mientras flota PbS ; cal para deprimir la pirita.

II.E.9.3.3. Modificadores de pH.

La efectividad de todas las clases de agentes de flotación depende en gran medida del grado de alcalinidad o acidez de la pulpa. Consecuentemente, un objetivo principal de las pruebas de flotación es descubrir el valor óptimo de pH para una combinación dada de mineral y combinación de reactivos.

La flotación es usualmente llevada a cabo en un medio alcalino, ya que la mayoría de los colectores son estables bajo estas condiciones y la corrosión de celdas, tuberías, etc., es minimizada. El control de pH es extremadamente importante, especialmente en la flotación selectiva, y la alcalinidad es controlada por la adición de cal, hidróxido, carbonatos de sodio, y ácido sulfúrico.

La cal, siendo barata, es ampliamente aplicada para regular la alcalinidad de la pulpa y es usada en forma de "lechada de cal", una suspensión de partículas de hidróxido de calcio en una solución acuosa saturada.

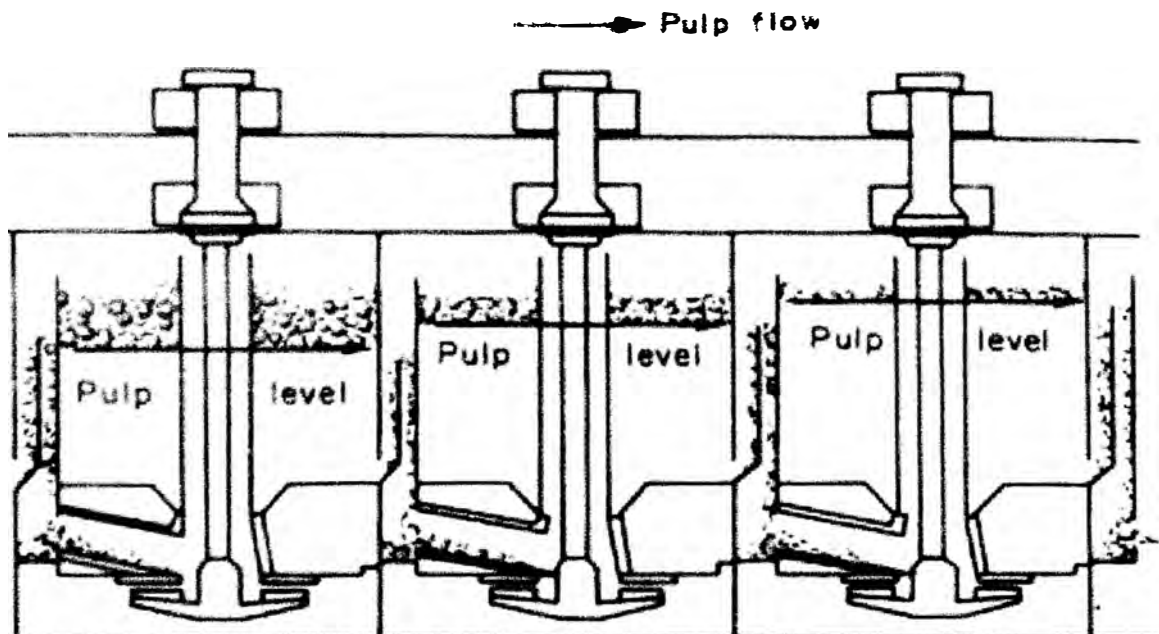
La cal previene los efectos adversos de las sales solubles sobre la flotación, al precipitar los iones interferentes como hidróxidos metálicos. Debido a su bajo costo, la cal es aplicada prácticamente en todos los circuitos de flotación, incluyendo los circuitos de flotación de cobre y zinc, donde el ion calcio no es objetable. Algunos minerales, notablemente la pirita y en menor extensión la galena, tienen una tendencia a absorber iones calcio en preferencia al colector y, como resultado, son menos flotables en una pulpa conteniendo cal. Esta dificultad es eliminada por el uso de carbonato de sodio, el cual precipitará los iones calcio presentes en forma natural y también proporcionará la alcalinidad necesaria.

II.E.9.1. CIRCUITOS DE FLOTACION.

La flotación comercial es un proceso continuo. Las celdas son arregladas en series formando un banco (figura 45). La pulpa ingresa a la primera celda del banco y entrega parte de su mineral valioso como

una espuma; el overflow de esta celda pasa a la segunda celda, en donde mas espuma mineralizada es removida, y así sucesivamente, hasta que la pulpa pobre (*cola*) se descarga de la última celda del banco. La altura de las espumas (colchón de espumas) para cada celda es determinada ajustando la altura de la compuerta de descarga de colas; la diferencia de alturas entre la compuerta de descarga de colas y el labio de rebose de la celda determina la altura de las espumas. La alimentación nueva ingresa a la primera celda del banco, la columna de

Fig. 45.- Distribución de celdas de flotación



espumas de relativamente bajo grado, conformadas por partículas débilmente hidrofílicas. Estas son los *scavengers*, usualmente comprendiendo partículas de medios, las cuales frecuentemente son recirculadas a la cabeza del sistema. Las celdas scavenger, al poseer poco mineral valioso para sostener una espuma profunda, tienen reguladas sus compuertas de descarga de colas de forma tal que la pulpa está casi rebosando el labio de descarga de la celda.

El flowsheet para este sistema básico es mostrado en la Figura 46. Este flowsheet puede ser operado satisfactoriamente solo cuando la ganga es relativamente no flotable, y requiere un control muy cuidadoso

para producir un buen grado de concentrado si hay alguna fluctuación en el grado de la alimentación.

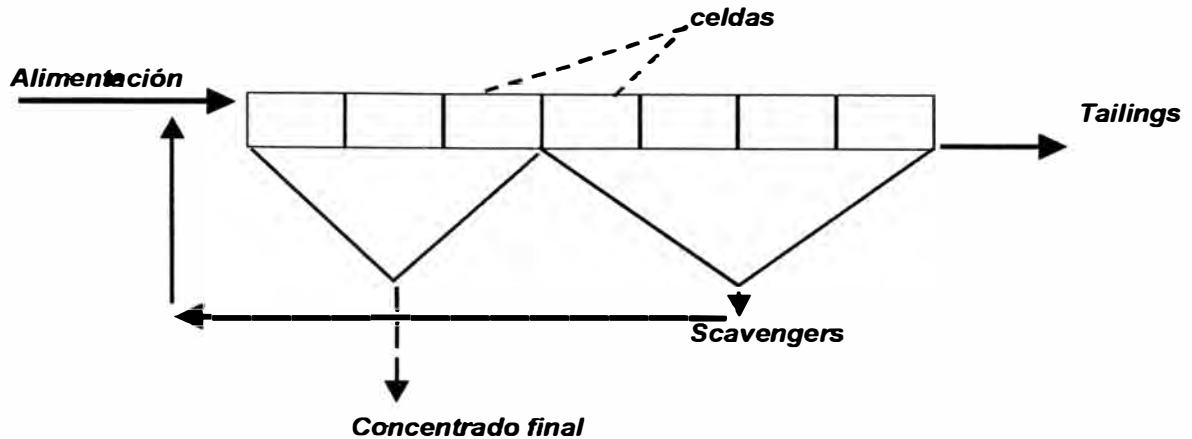


Figura 46.- Flowsheet básico de flotación

Un sistema preferible es diluir el concentrado proveniente de las primeras celdas del banco, conocido como concentrado *rougher*, y reflotarlo en celdas *cleaner* o limpiadoras, en donde las compuertas de descarga de colas son reguladas a fin de mantener una espuma profunda y producir un concentrado de alto grado.

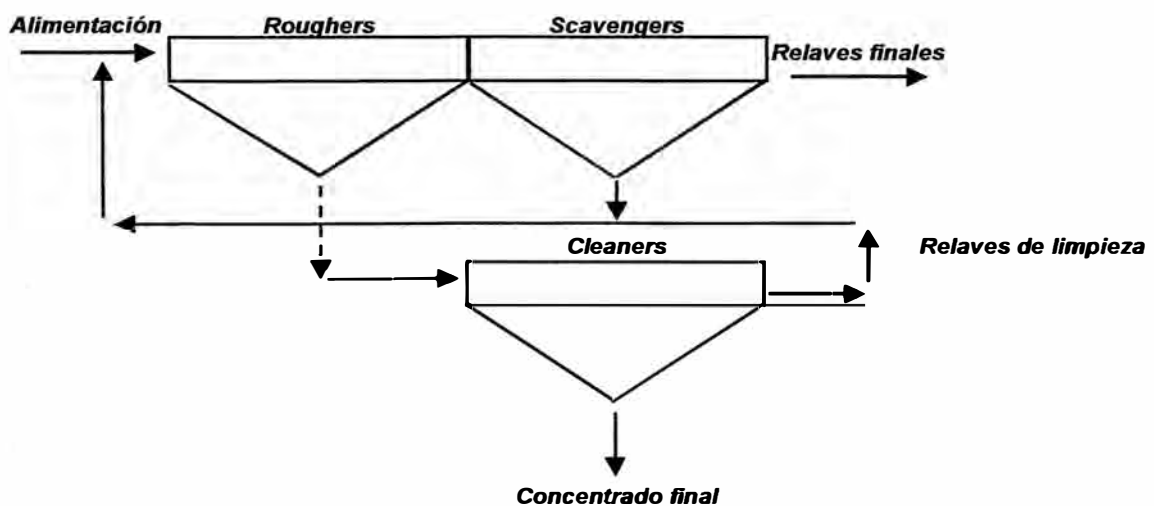


Fig. 47.- Circuito de flotación completo

En este sistema rougher-cleaner-scavenger (Figura 47), las celdas cleaner reciben una alimentación de grado relativamente alto, mientras que la sección scavenger puede ser operada con exceso de aire para obtener máxima recuperación. Las colas de las celdas cleaner,

conteniendo usualmente partículas aerofílicas de mineral, son generalmente recirculadas a las celdas rougher, conjuntamente con los scavengers. Este tipo de circuito, a parte de ser útil para minerales que necesitan la máxima cantidad de aireación al final del banco para producir recuperaciones económicas, es empleado cuando la ganga tiene la tendencia a flotar y es difícil de separar del mineral. En tales casos, puede ser necesario utilizar uno o más bancos de re-limpieza.

II.E.10.2. EQUIPOS DE FLOTACION.

En la industria de procesamiento de minerales se usan mayormente las unidades de flotación por dispersión de aire; estas involucran la generación de burbujas de aire, ya sea por medios mecánicos o neumáticos (Figura 48). En ambos casos, burbujas de aire relativamente grandes (por lo menos de 1 mm de tamaño) son generadas. Con objeto de controlar el tamaño y la estabilidad de las burbujas de aire, se añaden espumantes a los dispositivos de flotación. Estos dispositivos representan el caballo de batalla de la industria del beneficio de minerales metálicos y no metálicos y limpieza de carbones con alto contenido de cenizas y azufre, en los cuales las corrientes de alimentación contienen un porcentaje de sólidos relativamente alto (5 a 50% en volumen).

Las celdas mecánicas son las más comúnmente usadas en la industria minera, mientras que las unidades neumáticas del tipo columna han ganado popularidad en años recientes.

Aunque existen muchos diseños diferentes de máquinas de flotación, todas ellas tienen la función primaria de hacer que las partículas que se han convertido en hidrofóbicas entren en contacto y se adhieran a las burbujas de aire, permitiendo así que dichas partículas se eleven hacia la superficie y formen una espuma, la cual puede ser removida. Para lograr esto, la máquina o celda de flotación debe:

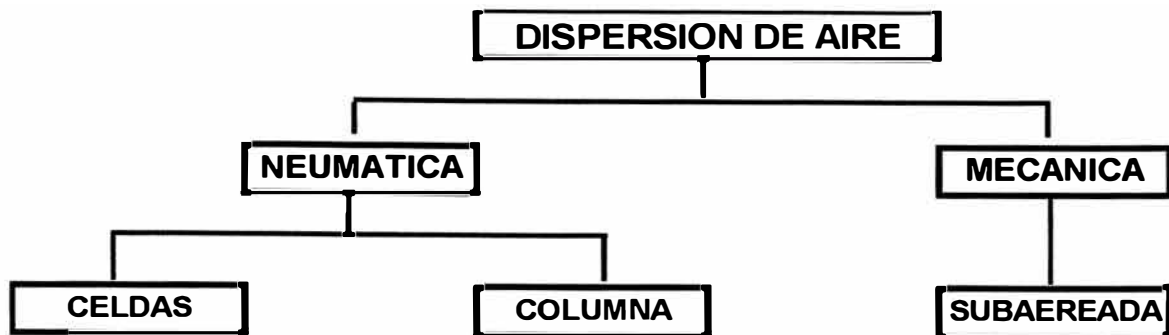


Fig. 48.- Clasificación general de las celdas de flotación

- (a)** mantener todas las partículas en suspensión; esto requiere que las velocidades ascendentes de la pulpa superen a la velocidad de asentamiento de las partículas presentes, inclusive las mas grandes y pesadas.
- (b)** asegurar que todas las partículas que ingresen a la celda de flotación tengan la oportunidad de ser flotadas; deben minimizarse los desvíos de flujo o cortocircuitos al interior de la celda, a la vez que deben minimizarse los espacios muertos porque ello reduce el volumen efectivo del equipo.
- (c)** dispersar burbujas finas de aire en el seno de la pulpa; el grado de aireación necesario depende del tipo de mineral y de la fracción de masa que debe flotarse.
- (d)** promover el contacto partícula-burbuja de manera que las partículas hidrofóbicas puedan adherirse a las burbujas y elevarse a la espuma; esto puede hacerse mediante agitación vigorosa, flujo a contracorriente o precipitación de aire (gas) en disolución.
- (e)** proporcionar una región de pulpa en quietud inmediatamente debajo de la espuma para minimizar el arrastre de pulpa hacia la espuma y la disolución turbulenta de la capa de espumas.
- (f)** proporcionar suficiente espesor de espumas (colchón de espumas) para permitir que ocurra el drenaje de las partículas arrastradas.

II.E.9.5.1. Celdas Mecánicas.

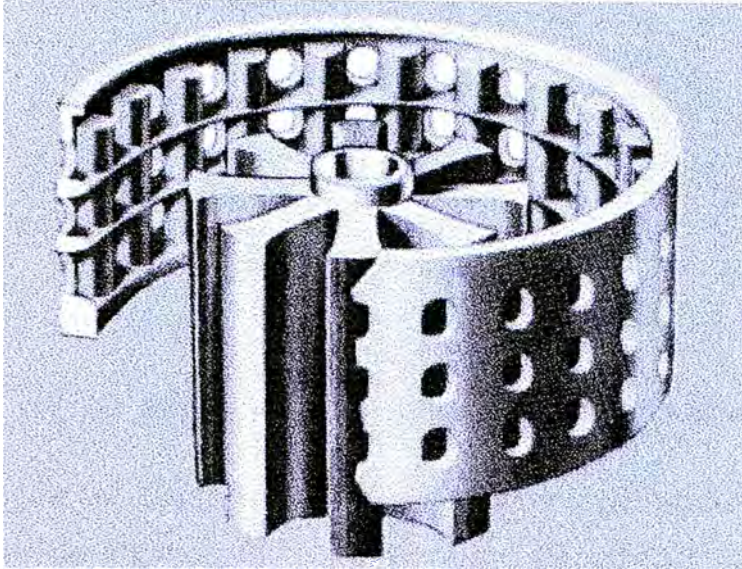


Fig. 49.- Modelo Wemco de rotor-dispersor

Las máquinas de flotación mecánica son las más usadas y emplean un impeler o **impulsor** montado en un eje con transmisión motriz, para agitar la pulpa y dispersar aire u otro gas a través de la pulpa. Los impulsores pueden ser usados uno por celda, con un

mamparo divisor entre cada una de ellas, como en los sistemas celda-a-celda, o pueden ser montados lado a lado en flujo abierto. El suministro de aire es jalado dentro de la pulpa por el efecto vórtice del impulsor, como en la línea normal de celdas de flotación Wemco, o el impulsor puede tener un suministro de aire presurizado, como en las celdas Agitair. Otro ejemplo del tipo de aire presurizado es la celda Denver D-R, en la cual una tubería transportando el aire presurizado rodea al eje del impulsor y se dirige al centro del impulsor, de donde el aire es forzado a través de la pulpa circulante.

Los impulsores son montados de modo que giran dentro de un estator similar a una jaula, el **estabilizador**, para mejorar el mezclado de la pulpa y la dispersión de las burbujas de aire. Las combinaciones de impulsor-estabilizador son hechas en varios diseños y materiales. El impulsor Humbolt-Wedag usa un juego de aspas radiales para impartir un movimiento pulsante a la pulpa, mientras que las celdas Denver D-R y Aker usan impulsores de poliuretano, y algunos impulsores, como los de Outokumpu Oy, son de perfil semicircular para prevenir el trabado por partículas acumuladas en el fondo y así facilitar el arranque.

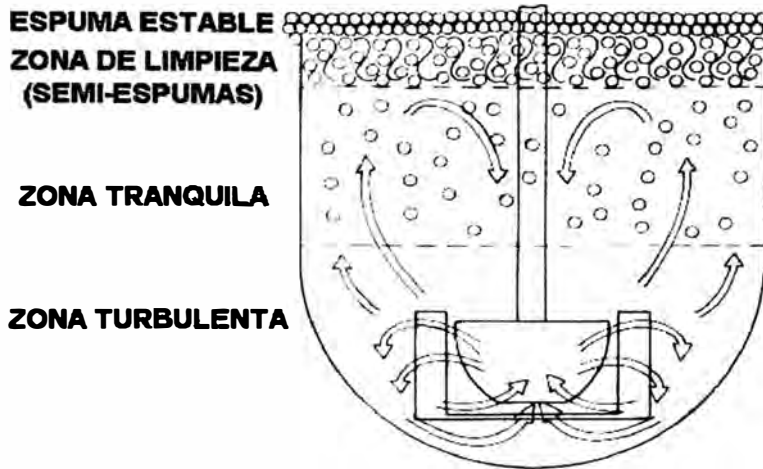


Fig. 50.- Zonas de agitación en una celda Outokumpu

La agitación y el mezclado son fuertes hacia el fondo del tanque o celda de flotación. Sobre esta zona turbulenta se encuentra una zona de flujo laminar caracterizada por la separación, a medida

que las burbujas se elevan unidas a partículas hidrofóbicas, partículas de material hidrofílico se hunden. El colchón de espumas que se forma sobre la superficie es necesariamente la zona mas calmada para prevenir la ruptura o colapso prematuro de las burbujas. El que el colchón de espumas simplemente fluya sobre el labio de la celda hacia la canaleta de espumas o sea removido mediante paletas rotatorias u otro dispositivo depende del material que esta siendo recuperado y de las

Specific Power Consumption

(Typical for nominal 35% solids of 2.7 s.g.)

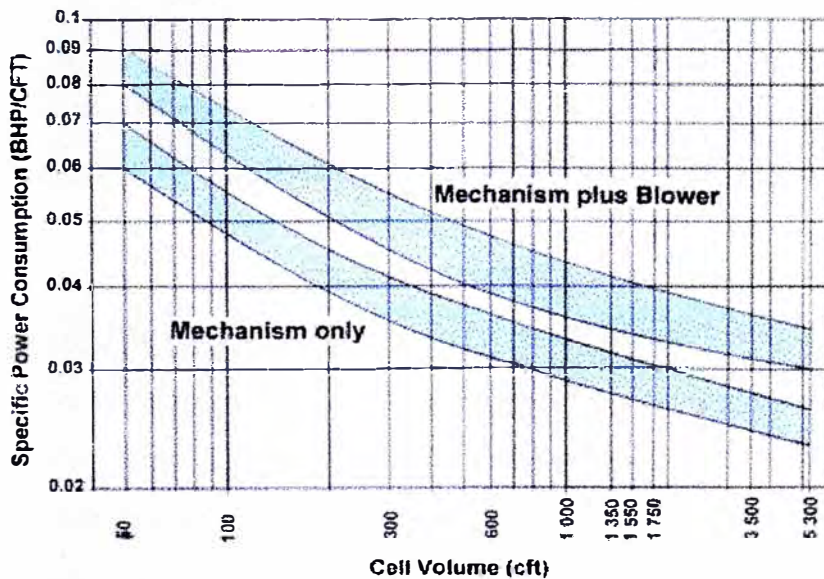


Fig. 51.- Consumo específico de energía

características de la espuma (las unidades de recuperación de carbón y fosfatos usan paletas de espumas debido al gran volumen de sólidos flotados en las espumas).

Una tendencia

continua en la flotación con espumas es usar grandes celdas de flotación cuando la producción o el tonelaje de procesamiento lo justifican. Celdas mas grandes significan menos celdas ocupando menos espacio y necesitando menos mantenimiento. Desafortunadamente, ello puede también significar la pérdida de una gran parte de la capacidad de planta si se hallan inoperativas.

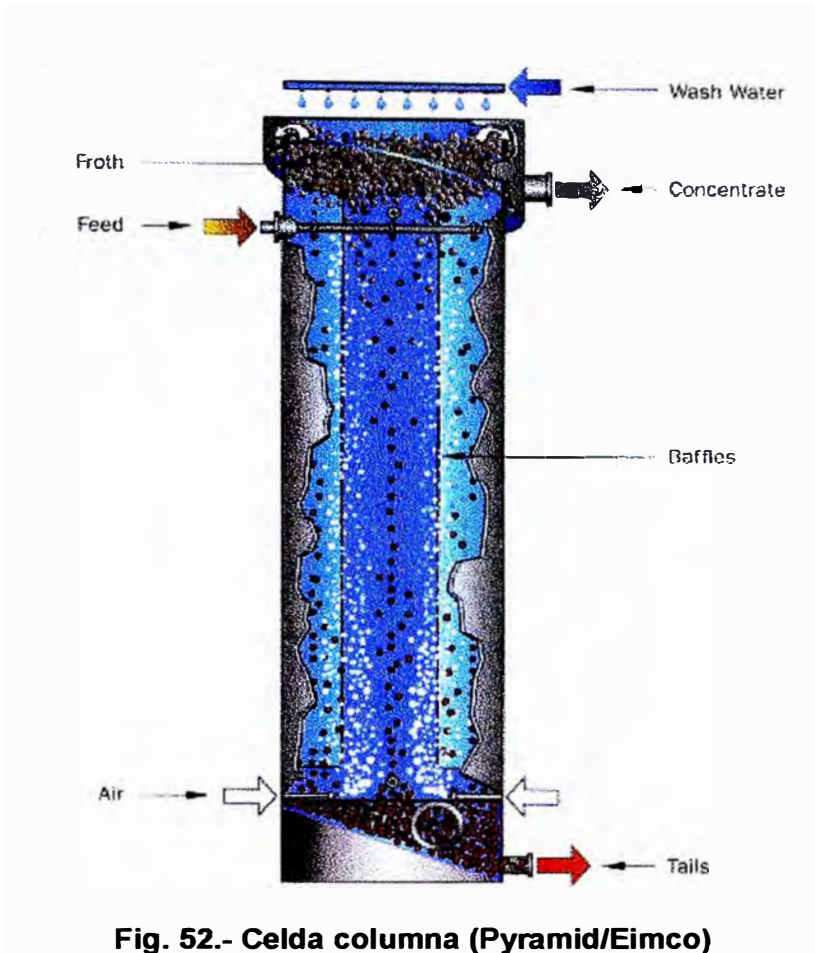
Las celdas de gran tamaño también reducen los costos de energía, ya que el consumo de potencia no necesariamente se incrementa linealmente conforme el volumen de celda se incrementa (Figura 51).

El fuerte aumento del precio de la energía, de una parte, y el progreso alcanzado en el campo del control de proceso, de otra, han mostrado que las máquinas de flotación de gran volumen poseen amplias ventajas. Gracias a su uso, en vez de las pequeñas celdas de flotación en las plantas de concentración, se han reducido considerablemente los costos de operación y mejorado los resultados metalúrgicos.

II.E.9.5.2. Celdas Columna.

La celda columna es una invención canadiense de principios de los años setenta. Por los años ochenta se les dio gran importancia, y es en esta década cuando se ha consolidado como una de las mejores alternativas de flotación. Este resurgimiento se debe a una mejor comprensión de los fundamentos del sistema de columnas y a la demostración de múltiples beneficios, entre los que se tienen:

- Mejor control de proceso
- Reducción de los costos de instalación y operación
- Capacidad para tratar partículas finas
- Incremento de los grados de concentrado manteniendo similar recuperación



La columna de flotación funciona sin necesidad de agitador o impulsor (Figura 52). La pulpa de alimentación ingresa a un tercio de altura de la parte superior de la columna y entra en contacto con una corriente ascendente de burbujas de aire introducida por el fondo de la columna. Las partículas captadas por las burbujas de aire flotan por encima de la

entrada de alimentación donde se ponen en contacto con la corriente descendente de agua limpia. Este flujo de agua de lavado desplaza el agua que entra con la pulpa, de modo que elimina las partículas arrastradas mecánicamente, produciendo concentrados muy limpios.

En la celda columna se distingue dos zonas:

- (a) zona de flotación, comprendida entre el punto de ingreso de aire y el punto de alimentación de la pulpa.
- (b) zona de lavado, comprendida entre el nivel de alimentación de pulpa y el punto de descarga de concentrado.

El mecanismo de agua de lavado o ducha puede estar sobre el nivel de espuma o sumergido en la zona de lavado.

Las celdas columna tienen en la actualidad gran éxito y se les utiliza en el tratamiento de metales básicos. Probablemente la mayor desventaja que poseen las celdas columna sea la dilución de los relaves,

lo cual incrementa el volumen de la pulpa a tratar en las siguientes etapas.

El sistema de aireación de una celda columna es una de las partes principales y requisito indispensable para la aplicación exitosa de la flotación columnar. La disponibilidad de un sistema funcional para la inyección de la fase gaseosa, normalmente por la parte inferior, es el “corazón” de la celda columna.

El flujo de agua de lavado se agrega a la columna por la parte superior, en forma suave para evitar la ruptura de las burbujas.

Básicamente existen dos formas en que el agua de lavado ingresa a la columna:

- Ducha aérea o externa : el agua de lavado ingresa a la columna mediante una ducha suspendida sobre la columna.
- Ducha sumergida: el agua de lavado ingresa a la columna mediante una ducha colocada a una distancia determinada por debajo del rebose de espuma de la columna.

Beneficios de las Columnas de Flotación.

La capacidad de las columnas de producir concentrados de ley superior con recuperaciones similares deriva de la mejora que se obtiene por la selectividad combinada con el lavado de la espuma, que remueve la ganga arrastrada, asociada generalmente con la pulpa de alimentación. En la limpieza de cobre, por ejemplo, se han reportado mejoras de la ley en 2 a 4%.

La reducción en costos de operación con columnas puede atribuirse generalmente a la carencia de partes móviles. Toda la potencia de agitación mecánica se elimina así como la necesidad de mantenimiento y reemplazo de agitadores y estatores.

II.E.10.- ELIMINACION DE AGUA.

Con unas cuantas excepciones, la mayoría de los procesos de separación de minerales involucra el uso de cantidades sustanciales de agua y el concentrado final tiene que ser separado de una pulpa en la cual la relación agua/sólidos puede ser alta.

La eliminación de agua, o separación sólido-líquido, produce un concentrado relativamente seco para el transporte. La eliminación parcial de agua es también efectuada en varias etapas en el tratamiento, a modo de preparación de la alimentación para procesos posteriores.

Los métodos de eliminación de agua pueden ser ampliamente clasificados en tres grupos:

- (a) sedimentación
- (b) filtración
- (c) secado térmico

La eliminación de agua en el procesamiento de minerales es normalmente una combinación de los métodos arriba indicados. La mayor parte del agua es primero removida por sedimentación, o espesamiento, lo cual produce una pulpa espesa de quizá 55-65% de sólidos por peso. Hasta 80% del agua puede ser separada en esta etapa. La filtración de la pulpa espesa luego produce una torta de filtro húmeda de 80-90% de sólidos, la cual requerirá secado térmico para producir un producto final de aproximadamente 95% de sólidos en peso.

II.E.10.1. SEDIMENTACION.

La sedimentación es la separación parcial o concentración de partículas sólidas suspendidas de un líquido mediante asentamiento por gravedad. Este campo puede ser dividido en las operaciones funcionales de **espesamiento** y **clarificación**. El propósito primario del espesamiento es incrementar la concentración de sólidos suspendidos en una corriente de alimentación, mientras que la clarificación es para remover una cantidad relativamente pequeña de partículas suspendidas

y así producir un efluente claro. Estas dos funciones son similares y ocurren simultáneamente, y la terminología meramente hace una distinción entre el resultado primario del proceso primario. Generalmente, los mecanismos de un **espesador** son diseñados para los requerimientos de trabajo pesado impuestos por una gran cantidad de una pulpa relativamente concentrada, mientras que los **clarificadores** usualmente incluirán aspectos que aseguren una remoción esencialmente completa de sólidos en suspensión, tales como mayor profundidad, provisión especial para la coagulación o floculación de la suspensión alimentada, y mayor longitud de del rebose del overflow.

En la industria de procesamiento de minerales, los espesadores son los mayormente requeridos en las operaciones, y se incidirá sobre ellos.

II.E.10.2. ESPESADORES

En el procesamiento de minerales, los espesadores son casi universalmente usados para el espesamiento de colas para la recuperación de agua de proceso y concentrados antes de la filtración. Ellos son normalmente requeridos para efectuar dos labores simultáneamente: producir un underflow de alta densidad y un líquido sobrenadante claro.

Todos los espesadores cuentan con la gravedad para sedimentar las partículas. La alimentación ingresa en o cerca de la superficie y un mecanismo motriz mueve un rastrillo rotatorio para “barrer” los sólidos sedimentados hacia un cono central de underflow. El dimensionamiento depende de las propiedades del lodo a ser espesado. Algunos lodos sedimentarán dejando una línea clara entre el licor sobrenadante y los sólidos, mientras que otros clarificarán gradualmente sin línea clara alguna de demarcación. Los factores mas importantes que influyen la velocidad de sedimentación son la dilución inicial de la alimentación, el

tamaño, forma y gravedad específica de las partículas, y la viscosidad y temperatura del líquido.

Un espesador que opera en forma continua puede considerarse que tiene cuatro zonas principales (Figura 53):

A, el overflow limpio;

B, una zona de pulpa de consistencia relativamente uniforme donde aproximadamente prevalecen condiciones de sedimentación libre;

C, una zona de transición donde las condiciones de sedimentación están cambiando de sedimentación libre a compresión; y

D, la zona de compresión donde la eliminación de agua ocurre mediante la compresión de sólidos forzando a los líquidos a salir.

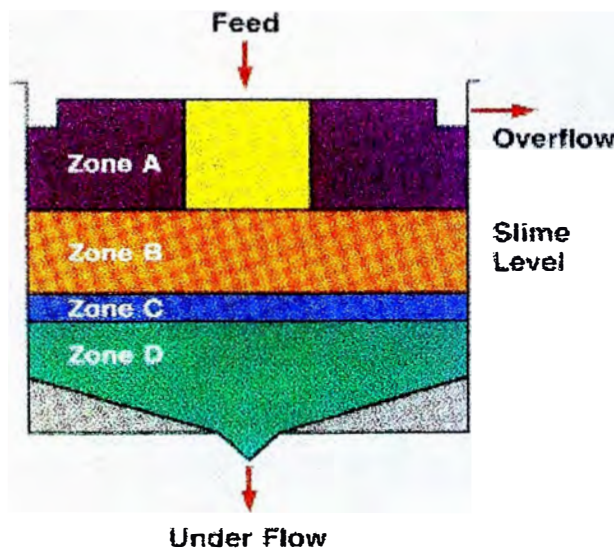


Fig. 53.- Zonas de sedimentación de un espesador

El área del espesador debe ser suficiente para permitir que la partícula de menor velocidad de sedimentación alcance el fondo del tanque antes que se asocie con el líquido que rebosa. Ya que la velocidad de sedimentación de una partícula es diferente en cada zona, suficiente espacio debe ser proporcionado para permitir que la partícula pase a través

de cada zona. Adicionalmente, la velocidad del overflow debe ser lo suficientemente baja para evitar turbulencia en el espesador, de modo que la velocidad de flujo ascendente no sea mayor que la velocidad de sedimentación de la partícula mas lenta.

II.E.10.2.1. Tipos de espesadores.

Existen dos categorías básicas de espesadores: convencionales y de alta velocidad.

Espesadores Convencionales.

El tipo más común de unidad de espesamiento es el espesador cilíndrico continuo con brazos mecánicos (rastras) para el arrastre de lodos. Un espesador tiene varios componentes básicos: un tanque para contener la pulpa o lodo, tubería de alimentación y un sumidero para permitir que la

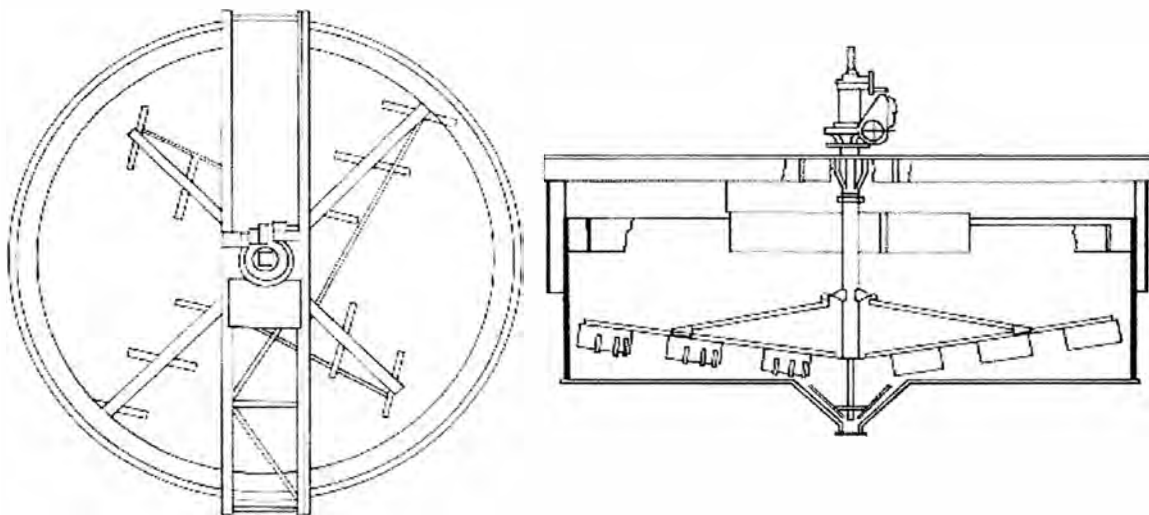


Fig. 54.- Esquema de espesador convencional

alimentación ingrese al tanque, un mecanismo de rastras o rastrillos para ayudar a mover a los sólidos concentrados hacia el cono de descarga, un sistema de extracción de los sólidos concentrados (pulpa de alta densidad), y un rebose para el overflow (líquido claro).

Han sido construidos hasta de 180 mt de diámetro y pueden desarrollar torque hasta de 13,000 KNm. El diseño básico es el de mecanismo de rastras soportado en el puente, pero de acuerdo al sistema del mecanismo de rastrillos, existen cuatro tipos principales:

- ❖ Espesadores de Puente soportado.
- ❖ Espesadores de Columna Central.

- ❖ Espesadores de Tracción
- ❖ Espesadores de Brazos Oscilantes

Espesadores de Alta Velocidad.

Los espesadores compactos o **High-Rate**, han hallado un lugar en donde el espacio es crítico y donde la instalación en interior es deseada. Son mecánicamente similares a los espesadores convencionales pero son especialmente diseñados para el uso con floculantes. La dosis de floculante, y la formación y preservación del floc, son integrales para su éxito y son necesarios la de-aereación e instrumentación para su operación exitosa.

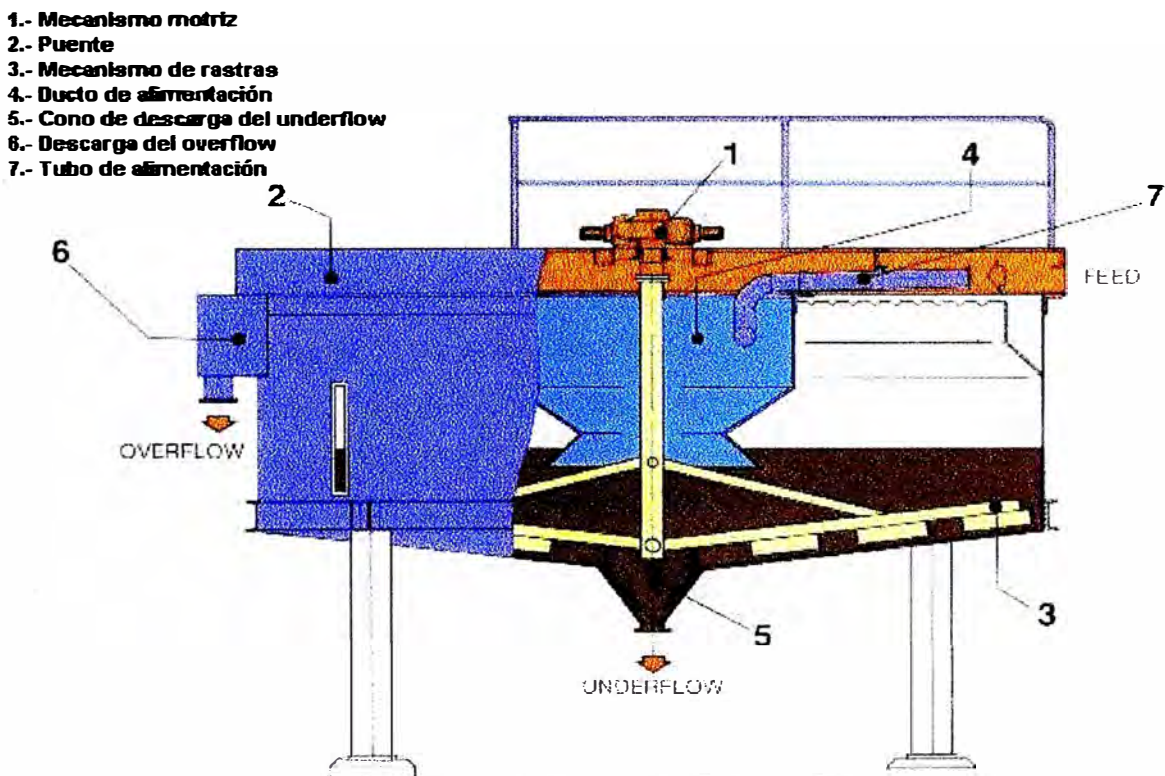


Fig. 55.- Espesador de alta velocidad (larox)

Dependiendo del proceso y el equipo, los beneficios pueden incluir separaciones mas rápidas, mayores concentraciones del underflow y mejor clarificación. Bajo algunas circunstancias pueden proporcionar hasta 15 veces la capacidad de un equipo convencional de similar

dimensión, aunque el menor costo capital y los costos de instalación deben ser contrapesado contra los costos operativos incrementados incurridos por el uso de floculantes.

II.E.10.3. FILTRACION.

La filtración es el proceso de separación de sólidos a partir de un líquido por medio de un medio poroso el cual retiene los sólidos pero permite el paso del líquido.

Las condiciones bajo las cuales la filtración se lleva a cabo son muy variadas y la elección del tipo de equipo mas apropiado dependerá de un gran número de factores. Cualquiera sea el tipo de equipo usado, una "torta" o **cake** se desarrolla progresivamente sobre el medio y la resistencia al flujo se incrementa progresivamente durante la operación. Los factores que afectan la velocidad de filtración incluyen:

- (a) La caída de presión entre la alimentación y el lado alejado del medio filtrante. Esto es alcanzado en los **filtros de presión** mediante la aplicación de una presión positiva a la alimentación, y en los **filtros de vacío** mediante la aplicación de vacío al lado lejano del medio, estando el lado de la alimentación a presión atmosférica.
- (b) El área de la superficie filtrante.
- (c) La viscosidad del filtrado
- (d) La resistencia de la torta de filtrado.
- (e) La resistencia del medio filtrante y las capas iniciales de la torta.

La filtración en las aplicaciones de procesamiento de minerales normalmente sigue al espesamiento. La pulpa espesada puede ser alimentada a tanques agitadores desde donde es extraída y alimentada a los filtros velocidad uniforme. Floculantes son a veces añadidos a los agitadores con objeto de ayudar a la filtración. Los limos tienen un efecto adverso sobre la filtración, ya que tienden a "cegar" u obstruir el medio

filtrante; la floculación reduce esto e incrementa el vacío entre las partículas, haciendo mas fácil el flujo de filtrado. Los floculantes de menor peso molecular tienden a ser usados en filtración, ya que los flocs formados por los productos de alto peso molecular son extremadamente grandes, y atrapan agua en su estructura, incrementando el contenido de humedad del “cake”. Otros agentes de ayuda de filtración son usados para reducir la tensión superficial del líquido, ayudando así al flujo a través del medio.

II.E.10.3.1. El Medio Filtrante.

Todos los filtros requieren de un medio filtrante para retener los sólidos. La especificación de un medio se basa en la retención de un cierto tamaño mínimo de partícula a buena eficiencia de remoción y en una aceptable vida del medio en el ambiente del filtro. La selección del medio filtrante es frecuentemente la decisión más importante para el éxito de la operación. Para la filtración de tortas, la selección del medio involucra una optimización de los siguientes factores:

- (a)** habilidad para tender un puente de sólidos a través de sus poros rápidamente después de que la alimentación se ha iniciado (mínima propensión a las fugas)
- (b)** baja velocidad de entrapamiento de sólidos dentro de sus intersticios (mínima propensión a la obstrucción o cegado)
- (c)** mínima resistencia al flujo del filtrado (alta velocidad de producción)
- (d)** resistencia al ataque químico
- (e)** suficiente resistencia para soportar la presión de filtración
- (f)** resistencia aceptable al desgaste mecánico
- (g)** habilidad para descargar la torta fácil y limpiamente
- (h)** habilidad de conformarse mecánicamente a la clase de filtro con el cual será usado

Los medios filtrantes son manufacturados de algodón, lana, lino, yute, nylon, seda, fibra de vidrio, carbón poroso, rayón, y otras fibras

sintéticas, y materiales misceláneos como cauchos porosos. Las fibras de algodón son sin duda el tipo más común de medio filtrante, principalmente debido a su bajo costo inicial y disponibilidad en una amplia variedad de tejidos. Ellas pueden ser usadas para filtrar sólidos tan finos como 10 micrones.

II.E.10.3.2. Tipos de Filtros.

Los filtros continuos a vacío son los de uso más extendido para el tratamiento de concentrados. Aunque están restringidos a una presión de filtración menor de 1 Atm, generalmente proporcionan la operación continua más económica. Pueden dividirse en tres clases: de tambor, de discos y horizontales, como los del tipo de banda. Si bien son sustancialmente diferentes en cuanto a diseño, todos éstos se caracterizan por una superficie de filtración que se mueve por medios mecánicos o neumáticos desde un punto de deposición de la pulpa a vacío hasta un punto de separación de la torta del filtro.

Filtros Continuos de Vacío.

Estos son los más ampliamente usados en las aplicaciones de procesamiento de minerales y caen en tres clases: tambor, discos, y filtros horizontales.

El **filtro de tambor rotatorio** (Figura 56) es el tipo más ampliamente usado en la industria, encontrando aplicación tanto cuando se requiere lavado de la torta de filtración como cuando no.

El tambor es montado horizontalmente y se halla parcialmente sumergido en la tina del filtro, en la cual la pulpa es alimentada y mantenida en suspensión mediante agitadores. Mediante la acción de la válvula automática situada en el eje del tambor, se aplica vacío a las secciones sumergidas, aplicación que da lugar a la acumulación de la torta sobre la superficie del medio filtrante. Al girar el tambor, la torta

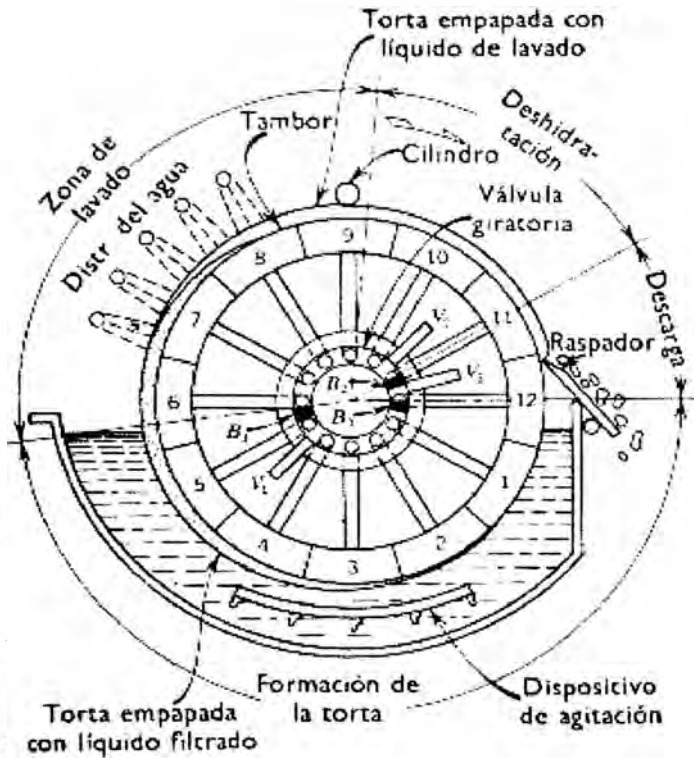


Fig. 56.- Sección transversal de un filtro rotatorio

puede lograrse aproximando un raspador relativamente sencillo a la tela del filtro. El ciclo normal de operaciones consiste de filtración, secado, y descarga, aunque es posible introducir otras operaciones en el ciclo

básico, tales como lavado de la torta y limpieza de la tela filtrante.

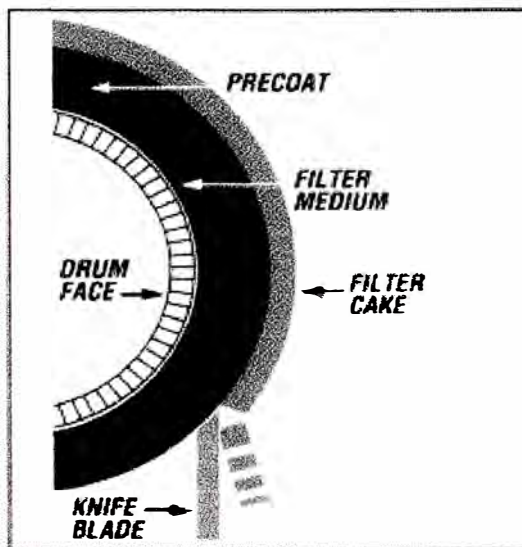


Fig. 57.- Descarga por raspador

Varios métodos son usados para descargar los sólidos del tambor, dependiendo del mineral que está siendo filtrado. La forma mas común hace uso de soplado de aire a baja presión, el cual eleva la torta de modo que ésta puede ser removida por una cuchilla raspadora, la cual realmente no hace contacto con el medio filtrante.

se eleva arriba del nivel del líquido y, si se requiere, se rocía agua de lavado sobre la superficie.

El vacío se mantiene en esta etapa y mas adelante, cuando ocurre la separación del agua de la torta. Antes de que la torta pueda volver a entrar en la pulpa en le lado opuesto del tambor, se descarga en alguna forma. Esto

El principio de operación de los **filtros de discos** es similar al de los de tambor rotatorio. La torta sólida se forma a ambos lados de los discos circulares, instalados a intervalos regulares a lo largo de una tina, los cuales se hallan conectados al eje de la máquina. Cada disco está dividido en segmentos y tiene nervaduras en ambos lados para dar soporte al medio filtrante. El eje central está conectado mediante un grupo de válvulas a un sistema de vacío y presión para permitir la



Fig. 58.- Filtro de discos (Eimco)

formación de la torta y su descarga, respectivamente. A medida que las secciones de los discos se sumergen durante la rotación, se aplica vacío para formar una torta sobre ambos lados del filtro. Al salir el segmento de la pulpa, se mantiene el vacío para dar lugar a la separación del agua de la torta, pero puede tenerse una etapa de lavado intermedio en caso necesario. Antes de que el segmento portador de la torta llegue nuevamente a la pulpa, se aplica un ligero soplo de aire, el cual hace que se infle la tela ligeramente y que descargue la torta. De ser necesario, puede activarse la descarga por medio de raspadores.

Estos filtros pueden tener de 1 a 12 discos, los cuales llegan a diámetros de hasta 5 m, dando origen a alrededor de 30 m² de superficie filtrante por disco, obteniéndose una gran área de filtración en un espacio pequeño. El costo por área unitaria es así menor que para los filtros de tambor, considerándose que su desventaja mas importante es su incapacidad para un lavado efectivo, aunque esto es de relativamente poca importancia en la filtración de concentrados.

Filtros de Presión

Debido a la virtual incompresibilidad de los sólidos, la filtración bajo presión puede tener ventajas sobre el vacío. Mayores velocidades de flujo y mejor lavado y secado pueden resultar de la mayor presión que puede ser usada. Sin embargo, la remoción continua de los sólidos de la cámara de filtración a presión puede ser extremadamente difícil y consecuentemente, aunque los filtros a presión continuos existen, la mayoría opera como unidades batch. Los filtros de presión para operación intermitente, tales como los filtro prensa se utilizan mayormente en la industria química, pero raras veces se han adoptado en el procesamiento de minerales porque la operación intermitente utiliza demasiada mano de obra.

II.E.10.4. SECADO.

El secado de concentrados antes del transporte es la última operación efectuada en la planta de procesamiento de mineral. Éste reduce el costo de transporte y usualmente está orientado a la reducción del contenido de humedad a alrededor de 5% en peso. Las pérdidas de

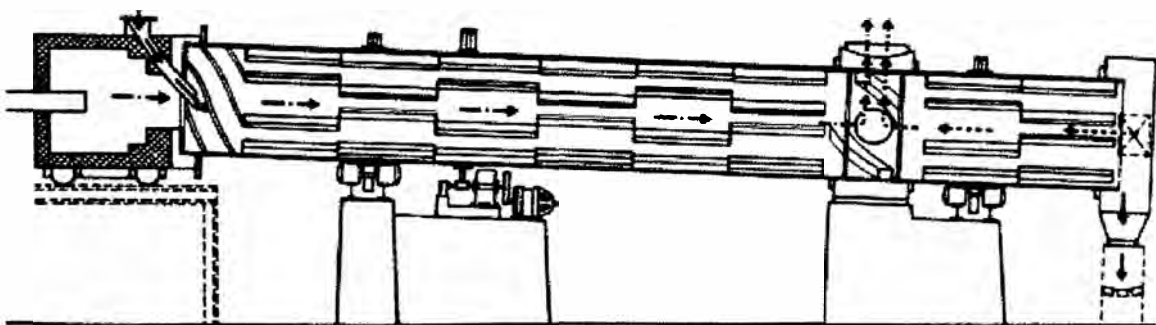


Fig. 59.- Esquema de un secador térmico rotatorio

polvos son frecuentemente un problema si el contenido de humedad es menor.

Los **secadores térmicos rotatorios** son los más usados (Figura 59). Estos consisten de un casco cilíndrico relativamente largo montado sobre rodillos y movido a una velocidad de hasta 25 r.p.m. El casco

posee una ligera pendiente, de modo que el material se mueve del extremo de alimentación al extremo de descarga por acción de la gravedad. Gases o aire caliente, son alimentados ya sea en el extremo de alimentación para dar flujo paralelo o en la descarga para dar flujo en contracorriente.

El método de calentamiento puede ser ya sea directo, en cuyo caso los gases pasan a través del material en el secador, o indirecto, donde el material está en un casco interior, calentado externamente por los gases calientes.

II.E.11. DISPOSICION DE RELAVES.

La disposición de los relaves de las plantas de procesamiento de minerales es un gran problema ambiental, el cual se está haciendo más serio con el aumento de la explotación de yacimientos metálicos de baja ley. El incremento de los volúmenes extraídos de mineral, debido a la mayor demanda y a las leyes más bajas, se ha traducido en la producción de más relaves. La molienda más fina que se requiere para liberar los valores en los minerales de baja ley y grano fino, resulta en un producto de colas (relave) que es menos adecuado tanto para el relleno de los huecos en el interior de la mina como para la construcción de los diques de las presas de deposición de relaves.

Aparte del efecto visual de la deposición de relaves sobre el paisaje, el mayor efecto ecológico es usualmente la contaminación del agua, surgiendo de la descarga de agua contaminada con sólidos de metales pesados, reactivos de flotación, compuestos sulfurados, etc.

Hay dos aspectos importantes en la disposición de relaves: la seguridad y la economía. A su vez, son de preocupar dos áreas en el campo de la seguridad. En primer término, la estructura del borde o dique debe diseñarse y construirse de manera que no falle durante su construcción y utilización, ni posteriormente cuando la presa ya no se encuentre en uso; esto es vital, ya que la falla de un dique se traduce en

la liberación de enormes cantidades de lamas no consolidadas contenidas en la presa. La segunda área de seguridad se refiere a la contaminación: debe impedirse la contaminación de los lagos o ríos naturales por partículas en suspensión, iones inorgánicos y materia orgánica.

La disposición de relaves debe efectuarse al menor costo posible compatible con la seguridad. Para esto es necesario seleccionar una presa de capacidad suficiente y en área cercana a la mina.

Debe señalarse también que la recuperación y la re-vegetación necesarios en la actualidad dentro de los nuevos conceptos de manejo ambiental para el abandono de minas o áreas de relaves, representan costos adicionales que deben considerarse en el concepto de manejo de los relaves.

II.E.11.1.- METODOS DE DISPOSICION DE RELAVES

Los métodos usados para la disposición de relaves se han desarrollado debido a presiones ambientales, cambios en la practicas de procesamiento de minerales y el descubrimiento de aplicaciones económicamente redituables. Anteriormente, en el tratamiento de minerales era frecuente que los relaves se descargaran en ríos o lagos cercanos, práctica abandonada actualmente por ser ambientalmente inaceptable; en la actualidad, las dos prácticas más comunes son:

a.- clasificar los relaves, y utilizar la fracción gruesa (arenas) para la construcción del dique de la presa de relaves, y llevar la fracción fina (lamas) al vaso resultante que se forma, o sea el estanque de relaves.

b.- clasificar los relaves y utilizar la fracción gruesa para el relleno de las aberturas subterráneas dejadas por las labores de minado (en algunos casos mezcladas con cemento), y enviar la fracción fina a una presa de relaves en la superficie.

La disposición final de los sólidos se hace en presas especialmente diseñadas. El diseño, construcción, y operación de las

presas de relaves se esta convirtiendo rápidamente en una consideración mayor para la mayoría de los nuevos desarrollos mineros, así como para las operaciones existentes.

El sitio que se selecciona para una presa de relaves debe satisfacer ciertos criterios: debe encontrarse a una distancia conveniente de la planta concentradora, debe tener la capacidad adecuada, la geología subsuperficial y la hidrología del sitio debe cumplir con ciertas especificaciones mínimas, y debe reflejar el cumplimiento de todos los reglamentos de control ambiental aplicables. Por ejemplo, aunque las presas de relaves son básicamente similares, existen notables excepciones, como el caso de sistemas de procesamiento de minerales que requieran lixiviación con cianuro, en cuyo caso es necesario tomar precauciones especiales para evitar la contaminación del agua del subsuelo (recubrimiento del área completa de la presa con una capa de polietileno y arcilla consolidada).

Las presas de relaves pueden ser construidas a lo largo de valles de ríos, o como paredes de diques curvadas o de medio lado sobre los lados de valles, este último diseño facilitando el drenaje.

La disposición de relaves se añade a los costos de producción, de modo que es esencial hacer que la disposición sea lo mas barata posible. Este requerimiento condujo inicialmente al desarrollo del llamado método de **aguas arriba** muy usado anteriormente.

En este tipo de construcción, al elevarse el nivel del dique de la presa, cada porción sucesiva del mismo se mueve un poco en dirección de aguas arriba, y por tanto queda apoyado sobre un lecho inestable de relaves no consolidados. Esto resulta en una línea freática (superficie de saturación de agua) cercana a la superficie exterior del dique. Los relaves son descargados por tubería sobre la cima del dique inicial y cuando la represa inicial esta casi llena, el dique es elevado. Son usados varios métodos para elevar la presa; el material puede ser tomado de la superficie seca de relaves previamente depositados repitiéndose el ciclo,

o más comúnmente la pared del dique puede ser construida a partir de la fracción gruesa de los relaves, separada mediante ciclones, llevando los finos directamente al estanque.

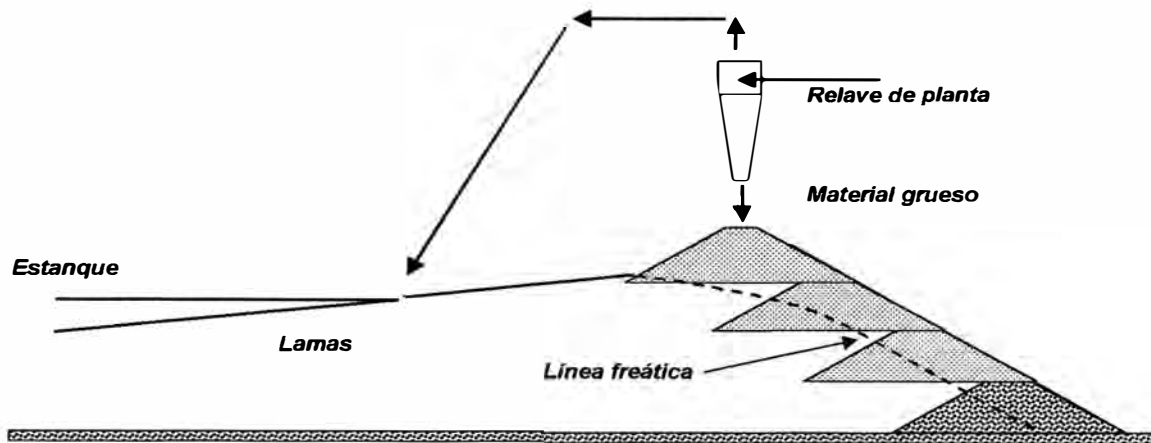


Fig. 60.- Presa de relaves por el método aguas arriba

Cualquier cambio que dé como resultado la saturación de las fracciones inferiores del dique (por ejemplo, la elevación del nivel del estanque o una lluvia torrencial) puede ocasionar rápidamente la falla del mismo; este tipo de dique ya no satisface los requerimientos de estabilidad de pendiente, control de escurrimiento (drenaje interno) y resistencia a los movimientos sísmicos. Por otro lado, hay una altura límite hasta la cual este tipo de presa puede ser construida antes de que ocurra la falla y los relaves desborden, por lo que este método de construcción es cada vez menos usado.

Los métodos de construcción de presas conocidos como **aguas abajo** constituyen un desarrollo relativamente nuevo. Es esencialmente lo inverso del método agua arriba. Con este método, se pueden construir desagües debajo del dique, y cada capa sucesiva de las partículas mas gruesas de los relaves se deposita sobre una base de partículas gruesas de drenaje o escurrimiento libre. La localización de la línea freática con este método de aguas abajo indica mejor la estabilidad de este diseño.

Una desventaja importante del método de aguas abajo es el gran volumen de partículas gruesas que se requiere. Cuando es necesario hacer molienda muy fina en planta, puede no haber disponible suficiente

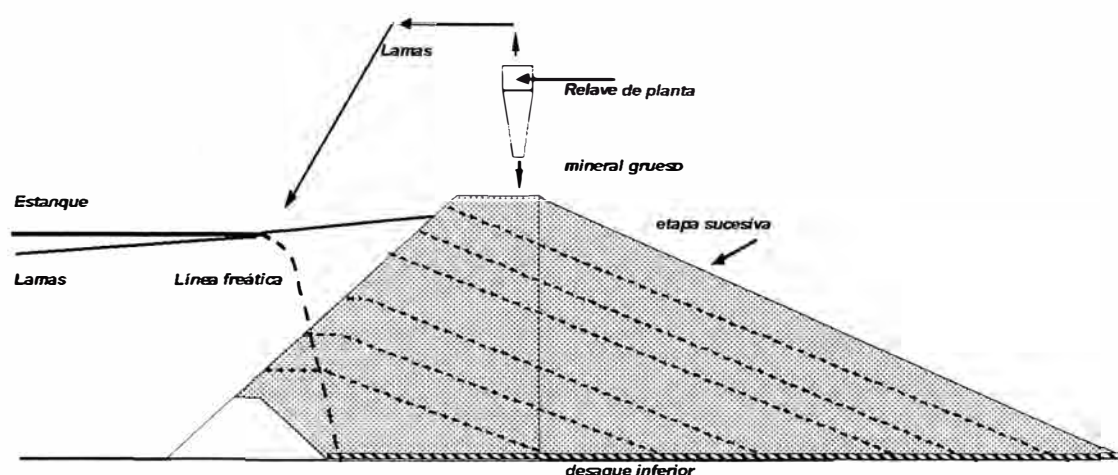


Fig. 61.- Presa de relaves por el método aguas abajo.

material grueso. En esta situación, una alternativa aceptable es utilizar material de desecho de la mina para la construcción del dique. Se emplean diferentes métodos, que van desde la construcción del dique utilizando solo una pequeña fracción de roca de desecho, hasta la construcción en su totalidad del mismo material.

La erosión de las presas debido a la acción del viento y la lluvia pueden afectar la estabilidad y producir problemas ambientales. Muchos métodos son usados para combatir esto, tales como la vegetación de las laderas de la presa y la estabilización química para formar una costra dura y resistente al agua.

No hay duda de que las presas de relaves tienen un impacto visual sobre el ambiente debido a su forma geométrica regular. Quizá la más notoria sea la del tipo aguas abajo, cuya pared externa se extiende continuamente, y no puede ser re-vegetada hasta el cierre definitivo. Hay, sin embargo, razones por las cuales las paredes de las presas podrían no ser reforestadas en alguna etapa de su uso y muchas presas están ahora siendo diseñadas para permitir una temprana integración visual con el medio ambiente.

II.E.11.2.- REUTILIZACION DE AGUAS DE RELAVES

El problema mas serio asociado con la disposición de relaves es la liberación de agua contaminada, y esto ha sido profundamente investigado. Los mayores efectos de la polución son debidos al pH del efluente, el cual puede causar cambios ecológicos; los metales pesados disueltos, tales como el cobre, plomo, zinc, etc., los cuales pueden ser letales para la vida acuática si se permite su ingreso a los cursos de aguas locales; reactivos de flotación, los cuales están presentes solo en pequeñas cantidades, pero que a pesar de ello, pueden ser dañinos; y los sólidos suspendidos, los cuales pueden ser mínimos si los relaves han tenido un largo tiempo de residencia en la presa, permitiendo así que los sólidos sedimenten y produzcan un decantado claro.

La reutilización del agua (reciclado) se esta haciendo más importante debido a presiones gubernamentales y ambientalistas. Mientras mayor sea la cantidad de agua recuperada de las presas de relaves para re-uso en la planta concentradora, menor será el volumen de agua fresca retirada de la fuente de agua.

La mayor desventaja de la recuperación de aguas es la recirculación de contaminantes hacia la planta concentradora, lo cual puede interferir con procesos tales como la flotación. Sin embargo, estos problemas por lo general afectan mayormente a los circuitos complejos de flotación selectiva, debido al uso de varios activadores y depresores, los cuales deben ser usados en cantidades controladas en secuencia y que pueden estar presentes en el agua reciclada. El tratamiento de aguas puede usualmente superar esto, con un pequeño o cero costo, debido a que similar tratamiento podría ser requerido para la descarga de efluentes en cualquier caso. Los complejos de metales con cianuro y amonio son especialmente dispuestos a la estabilización y solubilización en solución cáustica y pueden requerir tratamiento especial diferente al de neutralización con cal. El ozono ha sido usado para remover los agentes de flotación incluyendo el cianuro, sales sulfúricas, y aminas a

partir de los efluentes. Esto ha probado ser muy eficiente, especialmente en el caso de cianuros complejos, y es mas apropiado que la cloración alcalina, con lo cual el cianuro es oxidado a cianato, el cual presenta dificultades en la aplicación de agua reciclada purificada.

La naturaleza mineralógica del relave frecuentemente proporciona un control natural de los agentes de polución. Por ejemplo, la presencia de minerales alcalinos en la ganga tales como la caliza pueden convertir menos solubles a los metales y neutralizar los productos de oxidación. Tales minerales presentan menos problemas que los sulfuros asociados con gangas neutras o ácidas, las cuales se oxidan para producir ácido sulfúrico, y aparte de acidificar el agua, consumen oxígeno. El tratamiento químico del efluente es esencial, siendo usualmente efectuada la neutralización con cal, la cual precipita los metales pesados, y promueve la floculación así como la reducción de la acidez.

II.E.12.- FLOTACION DE MENAS DE COBRE, PLOMO Y ZINC.

El proceso "standard" de flotación de menas de cobre-plomo-zinc involucra la flotación de un concentrado de Cu-Pb (denominado "bulk"), seguido por la flotación de zinc. En algunas plantas de procesamiento de minerales no es económico separar el cobre y el plomo, pero en otras la separación es hecha por tratamiento del concentrado bulk.

A continuación se hace referencia a los esquemas de flotación de las menas conteniendo minerales de cobre, plomo y zinc, considerando su forma más general.

II.E.12.1. MENAS DE COBRE.

Las más grandes plantas de flotación minerales en el mundo son aquellas que tratan minerales de cobre. La calcopirita (CuFeS_2) y la calcosita (Cu_2S) son los dos sulfuros de cobre mas comúnmente flotados. La Borita (Cu_5FeS_4), la Covelita (CuS) y la enargita (Cu_3AsS_4) pueden estar presentes en menores cantidades.

Tanto la calcopirita como la calcosita son fácilmente flotados con colectores sulfhídricos comunes (xantatos). Ya que las menas de sulfuro de cobre contienen apreciables cantidades de pirita, el principal problema es asegurar la flotación del cobre mientras se previene la excesiva flotación del hierro. El grado de depresión de pirita dependerá de la asociación de cobre y hierro en el mineral. Si estos minerales se hallan sustancialmente liberados uno de otro a un grado de molienda relativamente gruesa, un simple flow sheet, como el indicado en la Figura 62 puede ser satisfactorio.

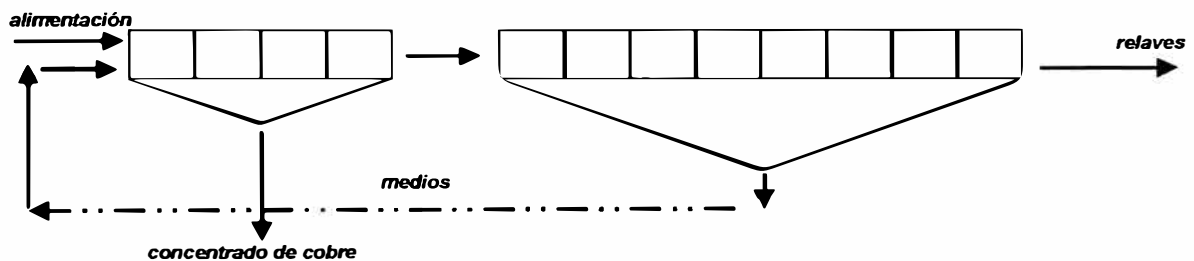


Fig. 62.- Flotación simple (rougher) de cobre

Esta es una convencional y exacta flotación "rougher" con una etapa simple de limpieza del concentrado rougher. Una variación de este esquema se muestra en la Figura 63; con menas de grado relativamente alto, este esquema puede ser satisfactorio si un colector selectivo es empleado.

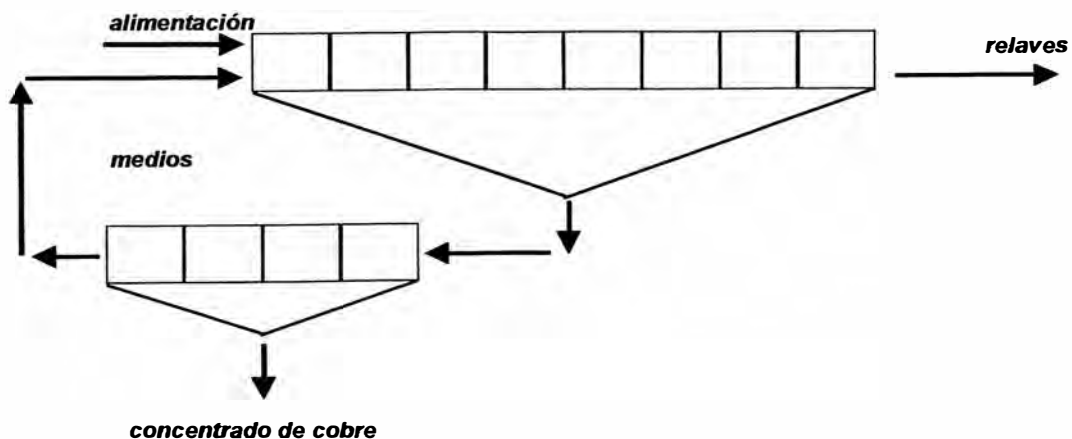


Figura 63.- Flotación rougher-cleaner de cobre

II.E.12.2. MENAS DE PLOMO-ZINC.

Hay probablemente mas plantas de flotación tratando menas de plomo-zinc que de cualquier otro tipo de mena. En por lo menos un caso, un concentrado bulk de plomo-zinc es producido y luego es tratado para separar los dos minerales. Sin embargo, el procedimiento estándar es flotar primero el plomo y luego el zinc.

A menudo, las menas se componen de los minerales galena, PbS , esfalerita, ZnS , y una mezcla de minerales inútiles, como el cuarzo, SiO_2 , la pirita, FeS_2 , y la calcita, $CaCO_3$. La galena es el mineral de plomo más común. Dependiendo del grado de oxidación, los minerales de plomo contienen significantes cantidades de cerusita y anglesita. Como la galena es un mineral suave y de alto peso específico, la formación de lamas es un problema debido a la sobremolienda de la galena. Para reducir este problema, en algunas operaciones se emplean celdas unitarias en el circuito de molienda, o etapas de molienda con etapas de flotación entre ellas. La separación de la galena y la esfalerita se suele efectuar por medio de la molienda en presencia de suficiente cal o carbonato de sodio para mantener un pH de 8 a 9.5, con adición de cianuro de sodio como depresor.

Los concentrados rougher son limpiados sin remolienda para producir concentrados de plomo y zinc. Tal flowsheet es estándar en muchas concentradoras de plomo-zinc. Sin embargo, como con todas las menas, las variaciones en la asociación del mineral requieren variaciones en las técnicas de procesamiento. Por ejemplo, la remolienda – antes de la limpieza de uno o ambos concentrados rougher- es frecuentemente requerido para obtener un mayor grado del concentrado. La remolienda de las colas (relaves) primarias de flotación de plomo también ha probado ser ventajosa, pero en donde esto es hecho, una flotación secundaria de plomo es usualmente hecha después de la remolienda.

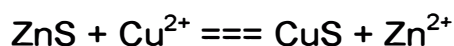
La flotación de plomo es frecuentemente conducida en una pulpa alcalina de cal, con colector isopropil xantato y espumante. Ya que la depresión de pirita y zinc es usualmente un problema en menas de Pb-Zn, el sulfato de zinc y cianuro de sodio (o sulfito de sodio) son también reactivos “estándar” en la flotación de plomo. El sulfito de sodio (o SO_2) es un depresor efectivo para la pirita y el zinc en algunas menas cuando es añadido al molino. Si se usa con cianuro, el cianuro deberá ser añadido en las celdas de flotación y el sulfito deberá ser añadido al molino. En donde el oro o la plata estén presentes en el mineral, la concentración de cianuro deberá ser mantenida lo mas baja posible para prevenir la disolución. La cal sola a veces producirá suficiente depresión de la pirita, pero en algunas menas, esto resulta en una ligera reducción en la recuperación de plomo.

II.E.12.3. MENAS DE ZINC.

Los minerales de sulfuro de zinc más comunes, la esfalerita y la marmatita, raramente flotan bien sin una preactivación con sulfato de cobre. El sulfato de cobre se agrega a una etapa de acondicionamiento, usualmente en el mismo punto o después de la adición de cal. El tiempo de acondicionamiento óptimo varía con diferentes minerales. La flotación de minerales de zinc esta condicionada a la calidad del acondicionamiento, puesto que los minerales de zinc no son flotables naturalmente. Algunas plantas han encontrado que el orden de la adición de la cal y el sulfato de cobre influenciarán los resultados de la flotación. Los minerales de zinc generalmente ocurren en presencia de la pirita, por lo tanto, con objeto de obtener el grado de concentrado más alto y mas económico, es importante el uso de colectores selectivos o una combinación de colectores.

La esfalerita no es flotable satisfactoriamente por acción de un colector xantato, ya que los productos formados con el colector, tal como el xantato de zinc, son relativamente solubles en el agua, y no

proporcionan una película hidrofóbica alrededor de la partícula de mineral. La flotabilidad puede ser mejorada por el uso de grandes cantidades de xantatos de cadena larga, pero el método más satisfactorio es usar sulfato de cobre como un agente activador, el cual es fácilmente soluble y se disocia en iones cobre en solución. La activación se debe a la formación de moléculas de sulfuro de cobre, debido al hecho que el cobre es más electro-negativo que el zinc y por lo tanto se ioniza con menor facilidad:



El sulfuro de cobre depositado sobre la superficie de la esfalerita reacciona fácilmente con el xantato para formar xantato de cobre insoluble, el cual convierte a la superficie de la esfalerita en hidrofóbica.

Debe mantenerse un control muy cuidadoso de la alimentación de reactivos cuando el sulfato de cobre es usado como agente activador conjuntamente con un colector xantato. Es esencial que los minerales sean acondicionados con el activador en forma separada, antes que el colector sea añadido, y que cuando la pulpa acondicionada ingrese al acondicionador de colector, exista poco sulfato de cobre residual en solución. El xantato reacciona fácilmente con los iones cobre, consumiendo innecesariamente el reactivo.

II.E.12.4. MENAS DE PLOMO-ZINC-COBRE.

La flotación de menas de plomo-zinc-cobre presenta uno de los problemas más complicados en la metalurgia de los metales bases, debido a la similar flotabilidad de los minerales de cobre y zinc. Esto es especialmente cierto cuando la oxidación ha causado la disolución de algo de cobre, el cual activa al zinc.

La flotación selectiva en tres etapas fue una práctica temprana en los minerales de cobre-plomo-zinc. Esto es ahora raramente usado, ya que la técnica preferida es flotar selectivamente un concentrado bulk con depresión del zinc y hierro, seguido por la refluotación de las colas de

cobre-plomo para la recuperación del zinc. La separación del cobre y del plomo a partir del concentrado bulk se efectúa por depresión del plomo y flotación del cobre o viceversa. La selección depende de la respuesta de los minerales a ser separados, el tipo de minerales de cobre y la abundancia relativa de los minerales de cobre y plomo.

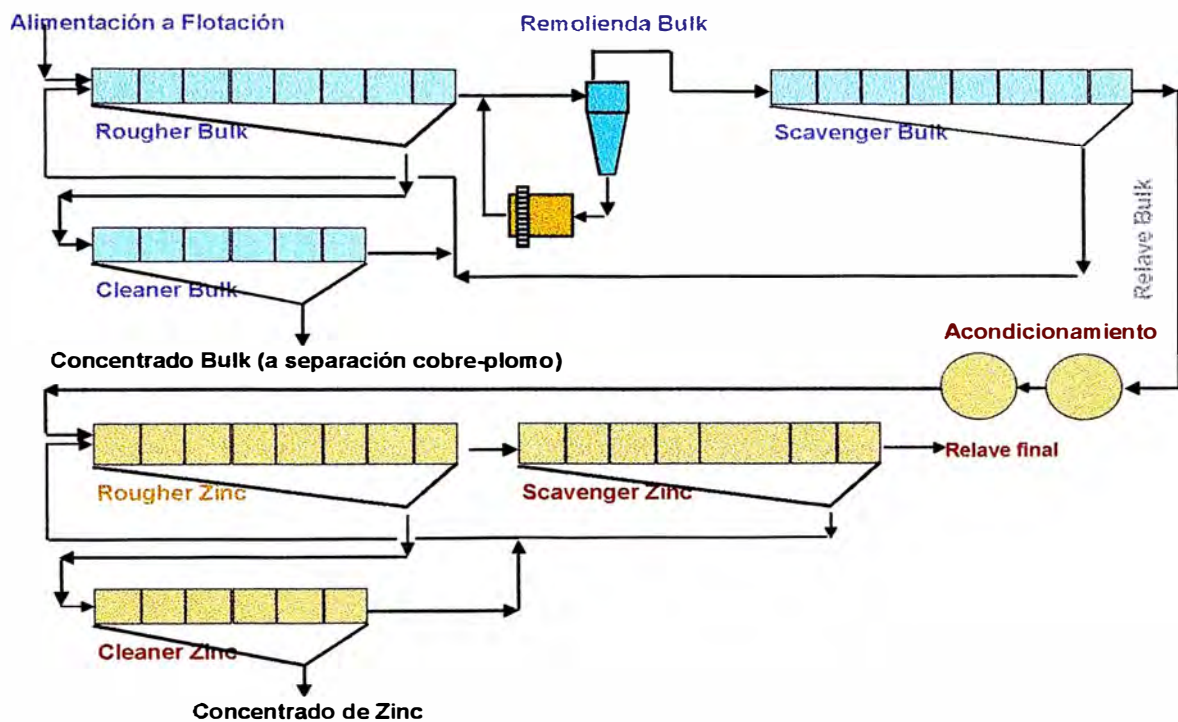


Fig. 64.- Esquema de flotación estándar Cu-Pb-Zinc.

**II.F.- DESARROLLO DE LOS CONCEPTOS
COMPLEMENTARIOS Y DE LOS DETALLES DE LA
SOLUCCION PLANTEADA.**

II.F.1- PROCESOS DE MOLIENDA EN CIRCUITO CERRADO.

Los circuitos de molienda en circuito cerrado usualmente usan hidrociclones tanto para el deslamado como para la separación de fracciones gruesas (arenas). Cuatro posibles circuitos en los cuales los hidrociclones de clasificación y los molinos respectivos pueden ser usados se muestran a continuación.

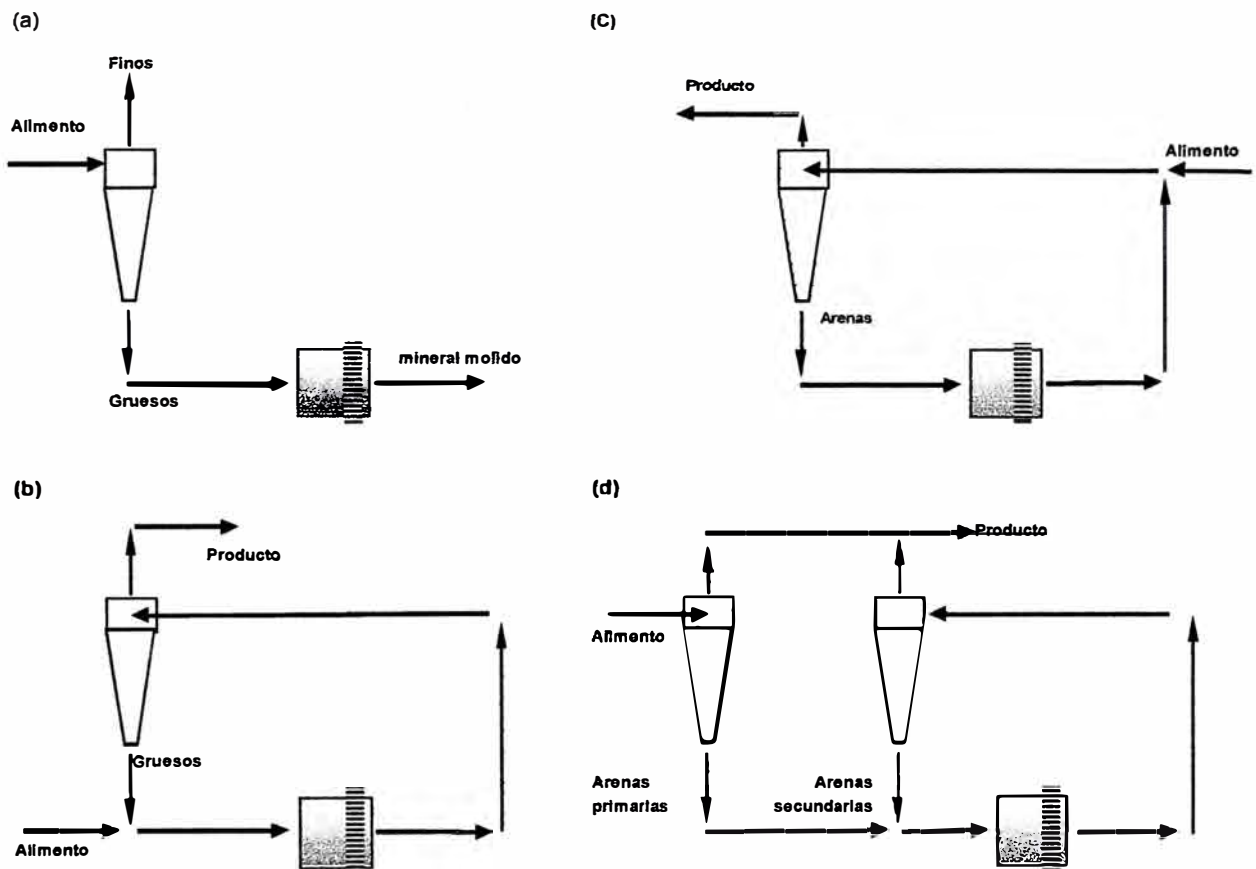


Fig. 65.- Circuitos de molienda-clasificación

En el caso (a), el hidrociclón es instalado adelante del molino para eliminar los finos de la alimentación. La fracción fina descargada con el overflow es mezclada con el producto molido del molino. El underflow grueso es molido en el molino y constituye el mayor componente del producto mezclado. Tal circuito se denomina "circuito abierto".

En el caso (b), el alimento va directamente al molino, cuya descarga es alimentada al hidrociclón para clasificación. El overflow del

hidrociclón es el producto y el underflow (oversize) retorna al molino para mas molienda, conjuntamente con la alimentación fresca. Tal circuito se denomina un circuito “cerrado”.

En el caso (c) (una combinación de los casos (a) y (b)), la alimentación al circuito y el producto del molino son mezclados y clasificados conjuntamente en el mismo hidrociclón. El hidrociclón separa los finos de la alimentación gruesa y los finos del producto fino del molino. El overflow del hidrociclón es el producto, y el underflow es alimentado nuevamente al molino. Debido a la doble función del hidrociclón, tales circuitos son denominados circuitos “dobles”.

Para optimizar la performance de los hidrociclones, el deslamado y el desarenado debe ser manejado independientemente en hidrociclones separados de diferente tamaño, como en el caso (d). Ambos overflows son entonces los productos y las arenas son alimentadas al molino. Esta es una combinación mas lógica de los casos (a) y (b) y es denominado un circuito “mejorado”.

En los circuitos arriba reseñados, la clasificación es con hidrociclones en una sola etapa. El arrastre de partículas finas con el producto grueso (underflow) se produce siempre en los hidrociclones y esto puede causar problemas en las etapas posteriores de concentración y de separación sólido-líquido, debido al excesivo fraccionamiento de estas partículas finas.

Los intentos para minimizar el arrastre de partículas finas en el producto grueso en unidades de una sola etapa, frecuentemente dan como resultado que las partículas gruesas se vayan con el producto fino, y esto produce igualmente la misma ineficacia. El problema puede ser reducido utilizando mas de un ciclón, como en la Figura 68.

Cuando trabajan en serie dos hidrociclones, lo mejor es hacerlos operar con diferentes características de descarga para minimizar la cantidad de material no clasificado. Este método tiene la desventaja de requerir dos sistemas de bombeo, y por el momento, no han sido

satisfactorios los esfuerzos para operar con solo una bomba y mantener los dos hidrociclones conectados directamente. Mayor atención se le dedicará en la sección siguiente.

II.F.2.- CLASIFICACION EN HIDROCICLONES

II.F.2.1. EFICIENCIA DE HIDROCICLONES.

El método mas común de representar la eficiencia de hidrociclones es mediante la curva de performance, o **curva tromp**, la cual relaciona la fracción en peso, o porcentaje, de cada tamaño de partícula en la alimentación la cual se reporta en el apex, o underflow, para un tamaño de partícula. El **punto de corte**, o tamaño de separación del hidrociclón es frecuentemente definido como aquel punto en la curva tromp para el cual el 50% de las partículas en la alimentación de aquel tamaño se reportan hacia el underflow, es decir, las partículas de este tamaño tienen igual probabilidad de ir ya sea con el overflow o el underflow. Este punto es referido usualmente como el tamaño d_{50} . La eficiencia del corte depende de la pendiente de la sección central de la curva Tromp; mientras mas próxima a la vertical sea la pendiente, mayor es la eficiencia. La pendiente de la curva puede ser expresada tomando los puntos a los cuales el 75% y 25% de las partículas alimentadas se reportan hacia el underflow. Estos son el d_{75} y d_{25} respectivamente. La eficiencia de separación, o la así llamada **imperfección** es entonces dada por

$$I = \frac{d_{75} - d_{25}}{2 * d_{50}}$$

Para determinar el punto de corte de la separación a partir de resultados experimentales, uno debe plotear la curva Tromp. El diagrama "A" muestra la distribución granulométrica plotada como residuales de mallas acumulativo "R" versus el tamaño de partícula " d " en un gráfico Rosin-Rammler-Bennet. Si " δ " es la diferencia entre dos tamaños de

partículas “ x ” y “ $x - \delta$ ”, entonces se define la diferencia entre los correspondientes residuos ΔR como $R_x - R_{(x - \delta)}$.

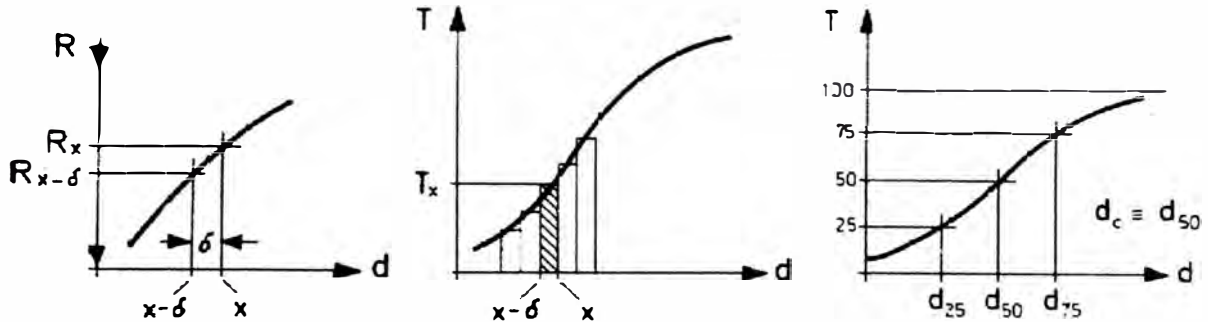


Fig. 66.- Desarrollo de la Curva Tromp

Varios pares de tales valores ΔR tienen que ser tomados de las distribuciones granulométricas del overflow ΔR_{FINE} y underflow ΔR_{COARSE} . Además, se requiere el valor de la “recuperación másica” θ , que representa la relación de masa del underflow a la alimentación

$$\theta = M_{\text{Underflow}}/M_{\text{feed}}$$

La curva Tromp es el ploteo (Figura 66) de los números de distribución T_x (la recuperación másica diferencial para un rango particular de tamaño entre “ $x - \delta$ ” y “ x ”) versus el tamaño de partícula “ d ”, calculado como sigue:

$$T = \frac{\Theta * Rc}{\Theta * Rc + (1 - \Theta) * \Delta Rc}$$

Otra forma de elaborar las curvas de rendimiento, totalmente equivalente a la anterior y mas fácil de interpretar, consiste en considerar las fracciones retenidas entre mallas obtenidas del análisis de distribución granulométrica. La fracción en peso de una fracción estrecha de tamaños de alimentación recuperados en el underflow se representa gráficamente frente el tamaño promedio de la fracción.

Por ejemplo: si la alimentación contiene 16 TM/H de material menor de malla 48 y mayor de malla 65, y si en el underflow aparecen 12 TM/H (del mismo rango de mallas) la fracción en peso es $12/16 = 75$

(75%) recuperada en el underflow o arenas y el tamaño promedio de la fracción es $\sqrt{300 \times 212} = 252$ micrones; los cálculos se repiten para cada una de las fracciones disponibles en el análisis granulométrico.

La curva de rendimiento real de un hidrociclón no pasará a través del origen, y la razón de ello ha sido expresada en estudios de D.F. Kelsall (1953); él mismo sugirió que, independientemente de las fuerzas centrífugas que actúan sobre las partículas, si R_f es la fracción de fluido de alimentación que se dirige al underflow, R_f es el porcentaje de todos los tamaños que son descargados a través del apex. Por lo tanto, la separación debida a la acción centrífuga, o rendimiento corregido, E_c viene dado por:

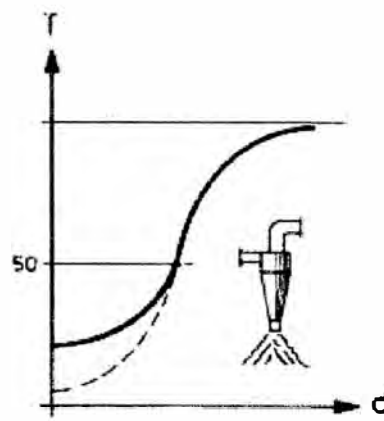
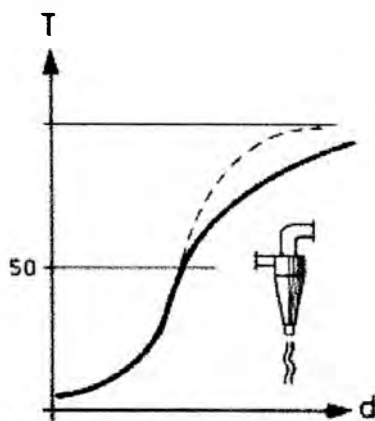
$$E_c = 100 \times \frac{E_{real} - R_f}{100 - R_f}$$

Muchos modelos matemáticos de hidrociclones incluyen el termino “ d_{50} corregido” tomado de las curvas de clasificación corregidas. Se asume que en todos los clasificadores, sólidos de todos los tamaños son atrapados en el líquido del producto grueso por corto circuito en proporción directa a la fracción de agua alimentada que se reporta al underflow.

Una porción de cada fracción del tamaño de alimentación que interesa se supone que entra con el underflow por corto circuito en proporción directa a la fracción de agua de la alimentación que aparece en el underflow. Para el ejemplo anterior, si el 25% del agua de alimentación aparece con las arenas, entonces $0.25 \times 16 = 4$ TM/H son corto circuitadas; por lo tanto $16 - 4 = 12$ TM/H de la fracción de la alimentación son capaces de clasificarse; de las 12 TM/H que realmente aparecen en el underflow, la cantidad a clasificar es $12 - 4 = 8$ TM/H. El ratio $(12-4)/(16-4) = 0.67$ (67%) es la recuperación corregida para la fracción dada entre mallas, cuyo tamaño característico es 252 micrones.

Existen dos tipos de operación o marchas características del hidrociclón (Figura 67):

- una marcha llamada **“en paraguas”**, debido a la presencia de una columna de aire que atraviesa el hidrociclón desde el apex hasta el vortex finder; el hidrociclón actúa entonces como clasificador.
- Una marcha llamada **“en espiral”** o sogá, por la cual la columna de



aire que se encuentra en el centro del vórtice no existe nada mas que al nivel del diafragma. La salida inferior

Fig. 67.- Influencia del tipo de descarga sobre la curva Tromp

puede contener entonces 70% de sólidos y mas, según el porcentaje de sólidos en la alimentación; el ciclón actúa como espesador.

El tipo de descarga en el underflow afecta notablemente la curva Tromp. Altas concentraciones del underflow son alcanzadas con una descarga tipo “soga”, pero en este caso, algunas partículas que ya han sido separadas en el interior del hidrociclón son retornadas al overflow,

distorsionando la parte superior de la curva Tromp. Un underflow diluido, denominado descarga en paraguas, transporta

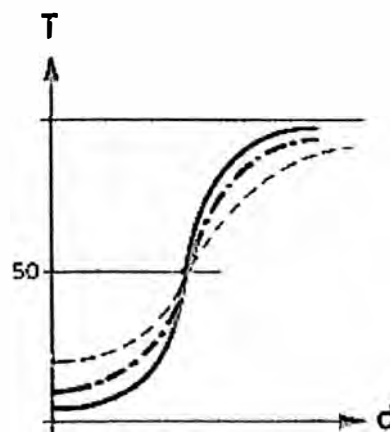
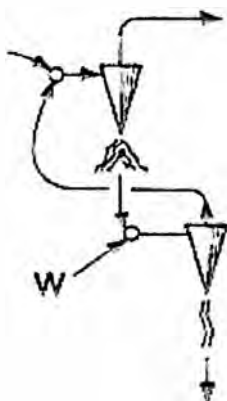


Fig. 68.- Clasificación con baja imperfección

partículas finas con el agua de dilución. Este flujo muerto resulta en la distorsión de la parte inferior de la curva Tromp. Las imperfecciones en ambos casos son evidentes. Para mejorar la performance, se requiere dos etapas de cicloneado si un buen desarenado es requerido en el overflow simultáneamente con un buen deslamado del underflow. Para mejores resultados, la etapa primaria debe ser operada con descarga en paraguas y la secundaria con descarga en soga, con el overflow secundario reciclado a la alimentación principal, como se muestra en el esquema respectivo. Este esquema se usa con éxito, ya que reduce el efecto de la fluctuación en el contenido de sólidos y la distribución de tamaños de la alimentación principal. El resultado es una curva Tromp con baja imperfección.

Ejemplo 1: A continuación se muestra el cálculo de las curvas de eficiencia de un hidrociclón. Se proporcionan los datos de planta para un hidrociclón primario Krebs D15B, el cual es alimentado con el producto de molienda primaria; el análisis de malla obtenido para la alimentación, el overflow y el underflow se muestra en las tablas siguientes.

Se procede al tratamiento numérico de los datos (la metodología se expone mas adelante) con un ajuste de mínimos cuadrados, de donde se obtiene que la relación másica del overflow a la alimentación representada como β se define como:

$$\beta = \text{over/feed}$$

$$\beta = \frac{\sum(f_{\text{feed}} - f_{\text{under}}) * (f_{\text{over}} - f_{\text{under}})}{\sum(f_{\text{over}} - f_{\text{under}})^2}$$

donde "f" representa las fracciones retenidas entre mallas.

Para nuestro ejemplo, $\beta = 0.5677$, es decir, 56.77% de la alimentación se reporta al overflow. Para nuestro caso, el tonelaje de alimentación es 92.10 TM/H (sólidos secos), por lo que

$$\text{Tonelaje al overflow} = 92.10 * 0.5677 = 52.29 \text{ TM/H}$$

$$\text{Tonelaje al underflow} = 92.10 * (1 - 0.5677) = 39.81 \text{ TM/H.}$$

$$\% \text{ de sólidos en el overflow} = 51.14$$

$$\% \text{ de sólidos en el underflow} = 78.98$$

El cortocircuito, definido en párrafos anteriores se calcula de la siguiente forma:

corto circuito = agua en el underflow/agua en la alimentación

$$\text{corto circuito} = ((39.81/0.7898) - 39.81)/((92.10/0.7113) - 92.10) = 0.2834 \text{ (28.34 \%)}$$

Con la distribución granulométrica corregida, se procede a calcular la curva tromp o curva de partición de la siguiente forma:

Para la fracción entre mallas 20 y 28:

$$f_{\text{over}} = 2.43$$

$$f_{\text{under}} = 10.46$$

$$\% \text{ al under} = (f_{\text{under}} \cdot \text{Under} / f_{\text{feed}} \cdot \text{Feed}) \cdot 100 = 100 \cdot (1 - \beta) \cdot f_{\text{under}} / (\beta \cdot f_{\text{over}} + (1 - \beta) \cdot f_{\text{under}})$$

$$\% \text{ al underflow} = 100 \cdot (1 - 0.5677) \cdot (0.1046) / (0.5677 \cdot 0.0243 + 0.4323 \cdot 0.1046)$$

$$\% \text{ al underflow} = 76.64\%$$

el tamaño promedio para esta fracción es $(841 \cdot 595)^{0.5} = 707$ micrones

Se procede igual para todas las fracciones y al graficar % al under v.s. tamaño promedio se obtiene la curva tromp respectiva.

La partición corregida correspondiente es

$$\text{Ef. Corr.} = 100 \cdot (76.64 - 28.34) / (100 - 28.34)$$

$$\text{Ef. Corr.} = 67.40 \%$$

De igual forma, se grafica la curva Tromp corregida.

El tamaño de corte D_{50} se observa que es 443 micrones. Para este valor de tamaño de partícula se tiene del gráfico de distribución granulométrica para la clasificación:

$$G_{\text{feed}}(D_{50}) = 67.56 \%$$

$$G_{\text{over}}(D_{50}) = 92.37 \%$$

$$G_{\text{under}}(D_{50}) = 35.50 \%$$

donde "G" representa el % pasante acumulado; la eficiencia de la clasificación respecto a los finos es:

Ef. Finos = $100 \cdot (\text{finos} < D_{50} \text{ en el over}) / (\text{finos} < D_{50} \text{ en la alimentación})$

$$\text{Ef. Finos} = 77.62 \%$$

La eficiencia de clasificación respecto a los gruesos es:

Ef. Gruesos = $100 \cdot (\text{gruesos} > D_{50} \text{ en el under}) / (\text{gruesos} > D_{50} \text{ en la alimentación})$

$$\text{Ef. Gruesos} = 100 \cdot ((100 - 35.50) \cdot 39.81 / (100 - 67.56) \cdot 92.10)$$

$$\text{Ef. Gruesos} = 85.94\%$$

La eficiencia global de clasificación es:

$$\text{Ef. Total} = 100 \cdot 0.7762 \cdot 0.8594 = 66.71 \%$$

La imperfección, definida como:

$$I = (D_{75} - D_{25}) / 2 \cdot D_{50} = (680 - 150) / 2 \cdot 443 = 0.598$$

$$\text{Ef. Finos} = 100 \cdot (92.37 \cdot 52.29 / 67.56 \cdot 92.1)$$

En las figuras 69 a 71 se representan las curvas de clasificación y las respectivas tablas que resumen los resultados

**Tabla 5.- Ejemplo de cálculo
Datos de Planta**

malla	micrones	a feed	b over	c under
3	6730	0.00	0.00	0.00
8	2380	2.76	0.00	6.62
10	1680	1.83	0.00	4.39
20	841	15.51	1.13	35.07
28	595	5.82	2.47	10.49
35	420	7.59	5.50	9.70
42	354	7.32	7.39	7.27
60	250	7.00	8.25	5.24
100	149	6.62	8.57	4.38
150	104	5.14	6.00	2.25
200	74	6.22	8.96	2.71
325	44	6.95	9.94	2.77
400	37	1.37	2.00	0.51
-400		25.87	39.79	8.60
		100.00	100.00	100.00

$$\text{beta} = 0.56772286$$

Tabla 6.- Resultados: distribución corregida

malla	micrones	a feed	b over	c under
3	6730	0.00	0.00	0.00
8	2380	2.83	0.00	6.59
10	1680	1.87	0.00	4.37
20	841	15.70	0.96	34.99
28	595	5.90	2.43	10.46
35	420	7.41	5.60	9.78
42	354	7.33	7.38	7.26
60	250	6.97	8.27	5.25
100	149	6.71	8.52	4.34
150	104	4.64	6.29	2.47
200	74	6.25	8.95	2.70
325	44	6.88	9.98	2.80
400	37	1.36	2.01	0.51
-400		26.16	39.63	8.47
		100.00	100.00	100.00

Tabla 7.- Hidrociclón D15 de clasificación

Tamaño micrones (mesh)	52.29 over	39.81 under	Peso Calc. Feed	%Peso Calc. Feed	92.10 Eficiencia Finos	92.10 Eficiencia Gruesos
6730	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	100.00
2380	0.00	6.59	2.62	2.85	0.00	100.00
1680	0.00	4.37	1.74	1.89	0.00	100.00
841	0.96	34.99	14.43	15.67	3.48	96.52
595	2.43	10.46	5.43	5.90	23.35	76.65
420	5.60	9.78	6.82	7.41	42.94	57.06
354	7.38	7.26	6.75	7.33	57.17	42.83
250	8.27	5.25	6.42	6.97	67.39	32.61
149	8.52	4.34	6.18	6.71	72.05	27.95
104	6.29	2.47	4.27	4.64	76.99	23.01
74	8.95	2.70	5.75	6.25	81.32	18.68
44	9.98	2.80	6.33	6.88	82.39	17.61
37	2.01	0.51	1.25	1.36	83.67	16.33
-37	39.63	8.47	24.09	26.16	86.00	14.00
	100.00	100.00	92.10	100.00		

Tabla 8.- Datos para la Curva Tromp

Tamaño micrones	tamaño promedio	Eficiencia Finos	Eficiencia Gruesos	Partición corregida Finos	Partición corregida Gruesos
6730		0.00	100.00	0.00	100.00
2380	4002	0.00	100.00	0.00	100.00
1680	2000	0.00	100.00	0.00	100.00
841	1189	3.48	96.52	4.85	95.15
595	707	23.35	76.65	32.59	67.41
420	500	42.94	57.06	59.92	40.08
354	386	57.17	42.83	79.78	20.22
250	297	67.39	32.61	94.05	5.95
149	193	72.05	27.95	100.54	-0.54
104	124	76.99	23.01	107.43	-7.43
74	88	81.32	18.68	113.48	-13.48
44	57	82.39	17.61	114.98	-14.98
37	40	83.67	16.33	116.76	-16.76
-37	19	86.00	14.00	120.01	-20.01

cortocircuito = 0.2834

Fig. 69.- CLASIFICACION

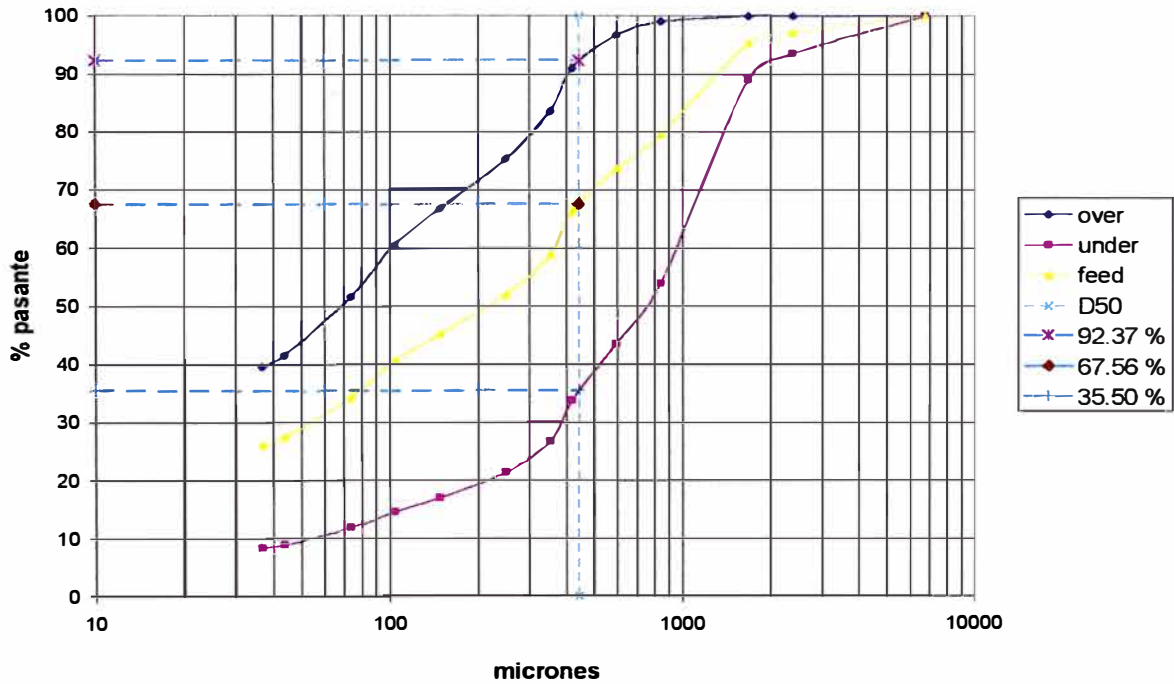


Fig. 70.- CURVA TROMP

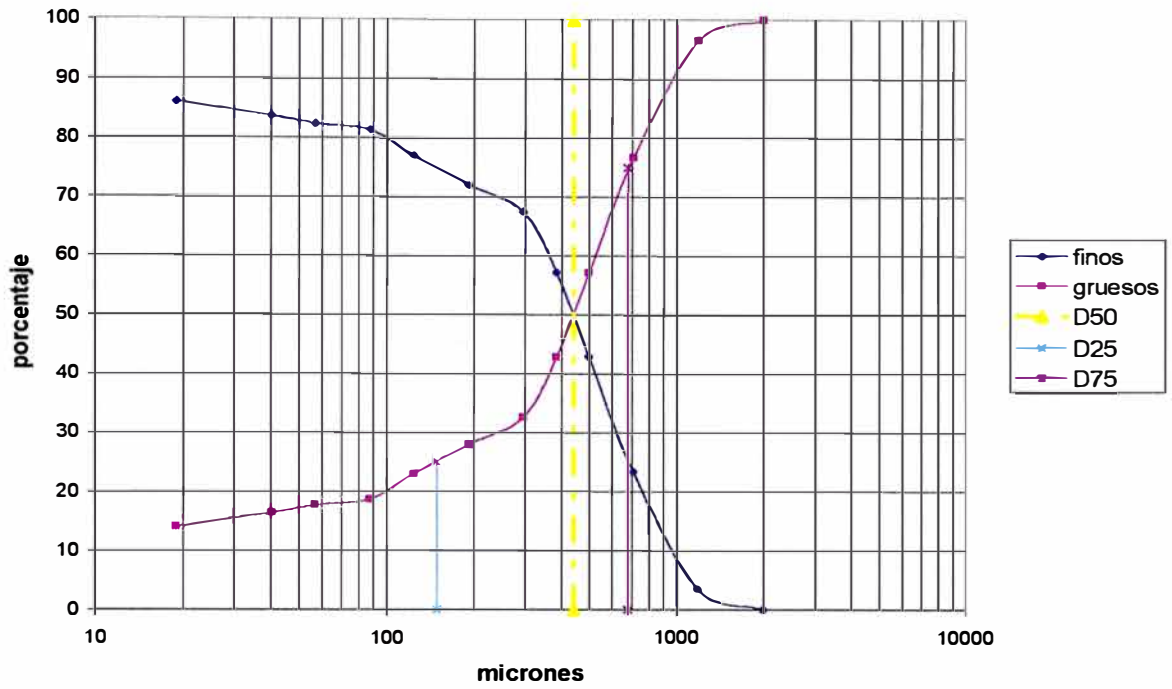
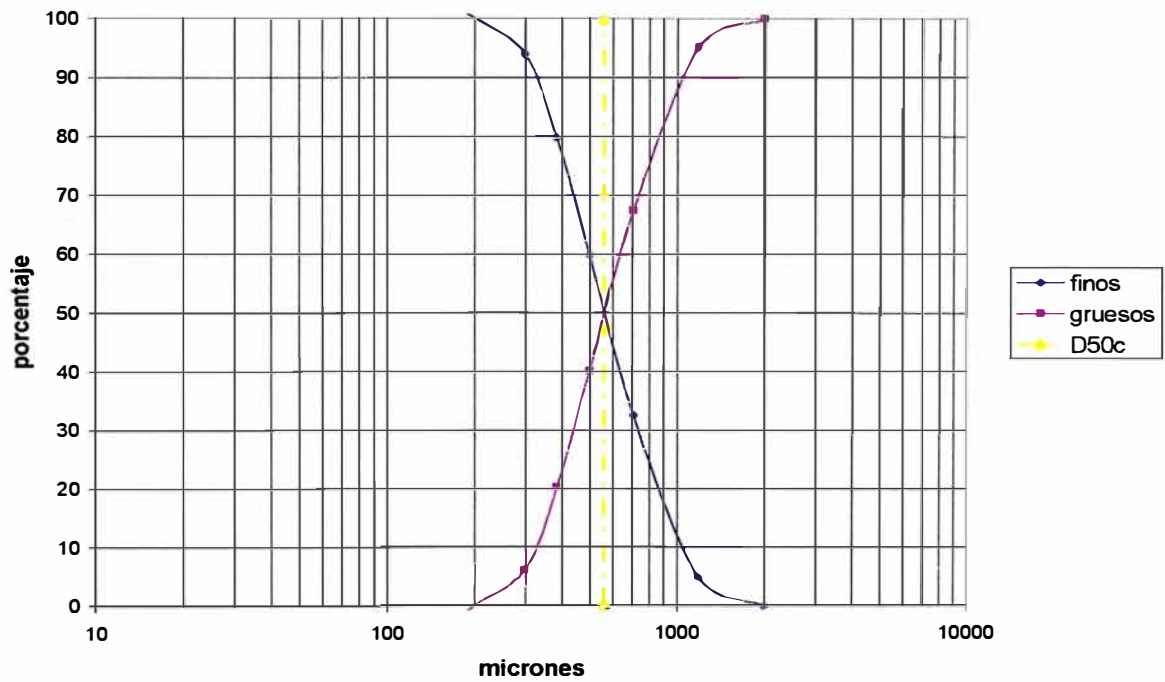


Fig. 71.-PARTICION CORREGIDA



144 II.F.2.2. DIMENSIONAMIENTO Y SELECCION.

El dimensionamiento de un hidrociclón y la determinación del número de unidades necesarias se basa en el flujo del sistema. En la determinación del tamaño apropiado y el número de ciclones requerido para una aplicación dada, dos principales objetivos deben ser considerados. El primero es la clasificación o separación que es requerida, y el segundo es el volumen de pulpa alimentada a ser manejada.

En la industria de procesamiento de minerales, se recomienda que un hidrociclón sea escogido basado en la recuperación de una partícula a un tamaño específico y performance definida. El punto usado para esto es usualmente donde 50% de un tamaño de partícula de la alimentación se reporta al overflow mientras que el otro 50% se reporta al underflow. Este punto es usualmente conocido como el punto D_{50} y es la base para los factores de dimensionamiento. A partir del punto D_{50} , la recuperación de todos los tamaños de partícula pueden ser determinados, y puede construirse una curva de recuperación.

La determinación del punto D_{50} y la subsecuente curva de recuperación se basa primero en una base D_{50b} , el tamaño de separación en micrones que un hidrociclón "standard" puede alcanzar operando bajo condiciones base. El D_{50b} se basa en una geometría estándar del hidrociclón. El hidrociclón estándar es aquel hidrociclón que tiene las relaciones geométricas apropiadas entre el diámetro del hidrociclón, área de entrada, vortex finder, orificio del apex, y suficiente longitud para proporcionar tiempo de retención para la clasificación apropiada de las partículas, además de consistiendo de una entrada de alimentación de involuta, y geometrías fijas de la entrada, vortex finder, y una sección cónica con un ángulo de cono de 10-20 grados.

La relación del diámetro del hidrociclón al D_{50b} puede ser determinada mediante la ecuación:

$$D_{50b} = 5.27 * D^{0.66}$$

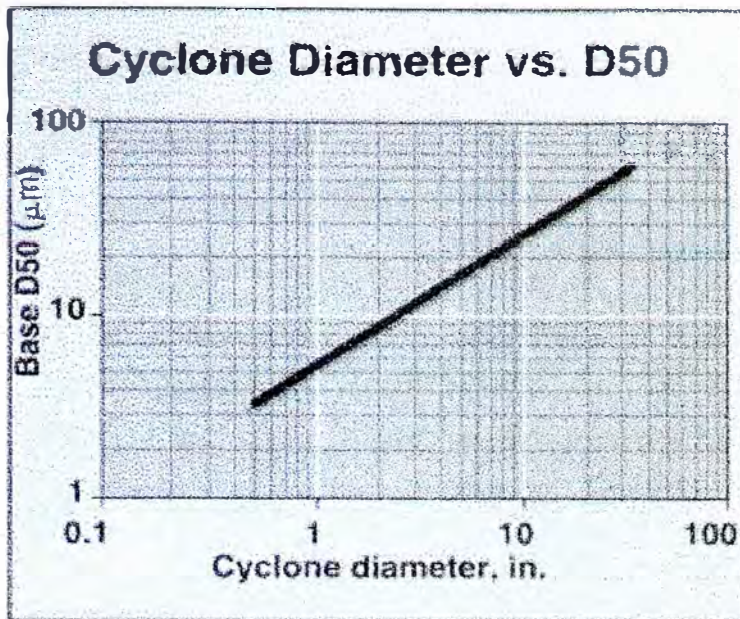


Fig. 72.- Diámetro de hidrociclón vs D50 (hidrociclón estándar)

en donde D es el diámetro en pulgadas. Esta ecuación muestra que conforme el diámetro del hidrociclón se incrementa, el D_{50b} también se incrementa (Figura 72).

El D_{50b} estándar también depende de una alimentación de agua a 20°C, una gravedad específica de

sólidos de 2.65, una concentración de alimentación de 1% en volumen y una caída de presión de 10 psi. El D_{50b} es entonces ajustado mediante el uso de factores de corrección para las variables de proceso:

$$D_{50} = D_{50b} * C_1 * C_2 * C_3$$

donde C_1 = factor de corrección por concentración de los sólidos de alimentación

C_2 = factor de corrección por gravedad específica de los sólidos

C_3 = factor de corrección por caída de presión a través del hidrociclón

Estos son los tres principales factores de corrección que afectan la performance y dimensionamiento de hidrociclones.

Concentración de los sólidos en la alimentación. Conforme la concentración de los sólidos en la alimentación se incrementa, la viscosidad de la pulpa y la gravedad específica se incrementan proporcionalmente. Esto tiende a inhibir la separación y causa que el

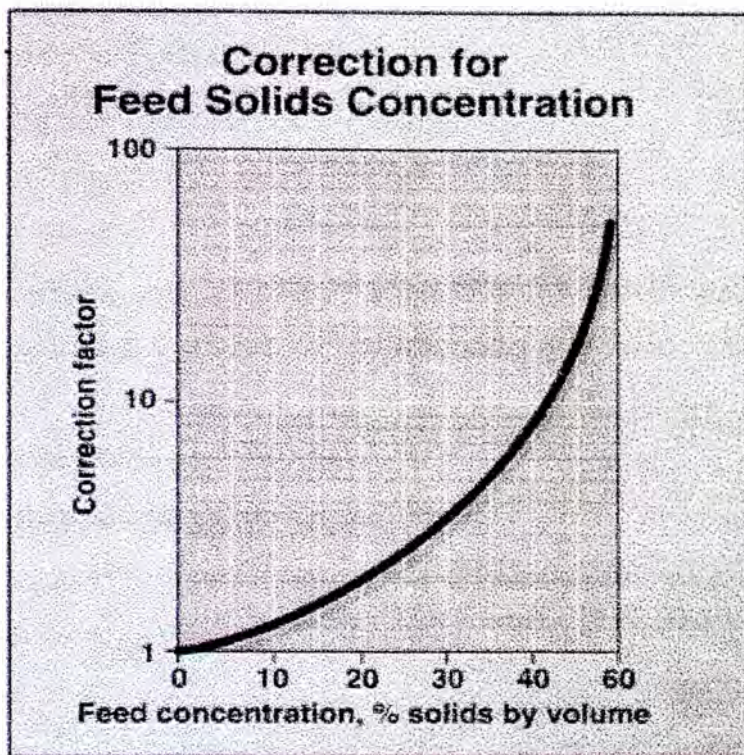


Fig. 73.- Factor de corrección por concentración de sólidos en la alimentación

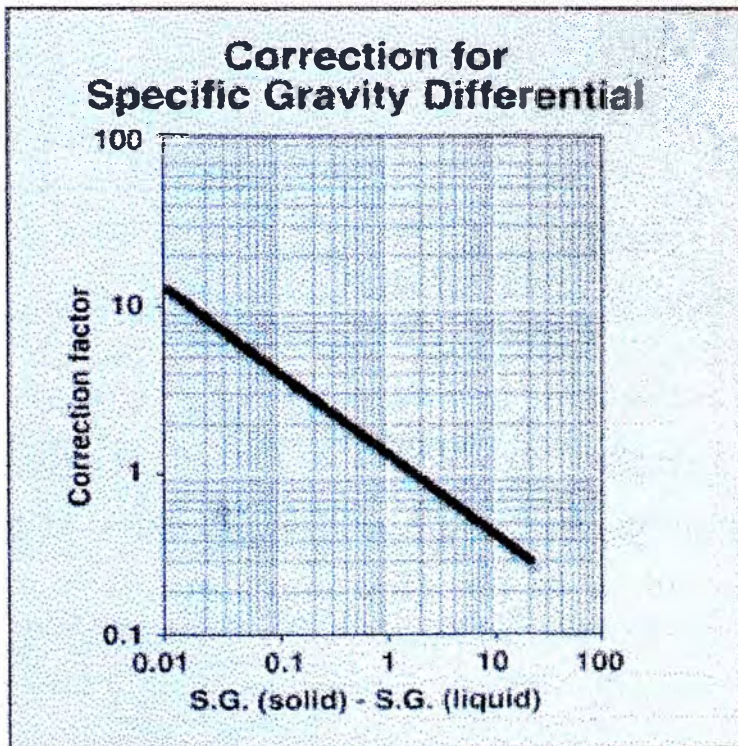


Fig. 74.- Factor de corrección por la gravedad específica de los sólidos

valor de D_{50} se incremente. La relación para esto puede ser determinada mediante la ecuación

$$C_1 = ((53 - \%V) / \%V)^{-1.43}$$

donde %V representa el porcentaje en volumen de los sólidos en la alimentación al hidrociclón.

Gravedad específica.

El segundo factor de

corrección es para la gravedad específica (Figura 74). Este factor de corrección, el cual se aproxima bastante a la ley de Stokes, se basa en la diferencia en gravedad específica entre las partículas de sólidos y la fase líquida. Conforme esta diferencia se incrementa, las fuerzas de separación también se incrementan. Esta

corrección puede ser determinada mediante la ecuación

$$C_2 = (1.65 / (G_{\text{sólido}} - G_{\text{líquido}}))^{0.5}$$

donde $G_{\text{sólido}}$ es la gravedad específica de los sólidos

$G_{\text{líquido}}$ es la gravedad específica del líquido

Caída de presión. El factor de corrección final es para la caída de presión a través del hidrociclón (Fig. 75). Conforme la caída de presión se incrementa, las fuerzas centrífugas también se incrementan, permitiendo una separación mas fina. La relación para la caída de presión se describe mediante

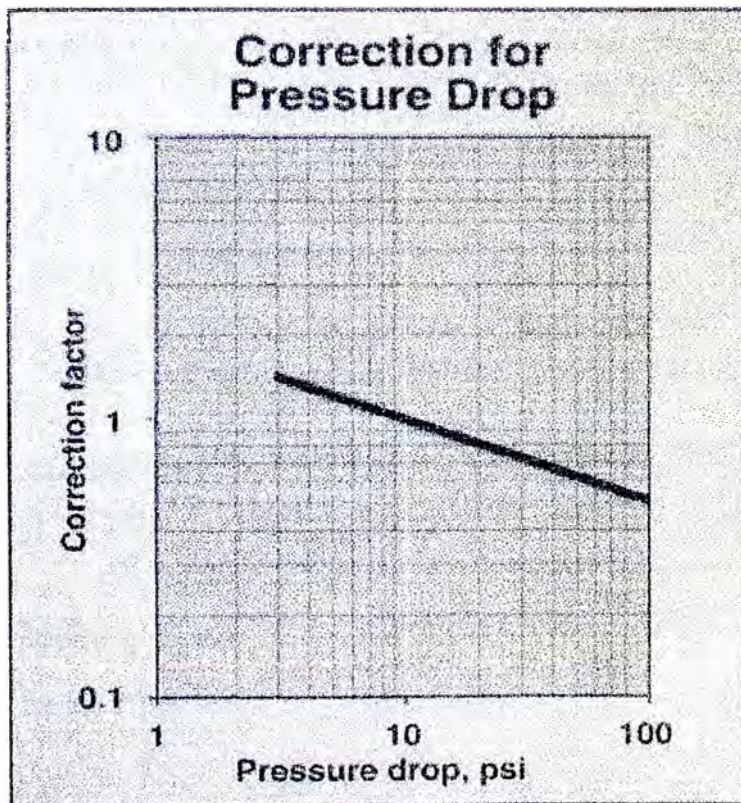


Fig. 75.- Factor de corrección por caída de presión en el hidrociclón

$$C_3 = 1.91 * \Delta P^{-0.28}$$

en donde ΔP es la caída de presión a través del hidrociclón, en psi.

Las expresiones arriba indicadas, factores de corrección, se hallan representadas gráficamente en la referencia y son de amplia aplicación, teniendo en cuenta que la expresión para el factor de corrección de los sólidos en la alimentación (C_1) está limitado a

concentraciones menores a 53%.

La capacidad volumétrica de un hidrociclón es mayormente determinada por el diámetro de la sección cilíndrica, el diámetro del vortex finder, el área de la sección transversal del orificio de alimentación

y la caída de presión medida entre la entrada de alimentación y el overflow. Además de la capacidad volumétrica requerida, es necesario que los hidrociclones sean capaces de hacer la separación deseada.

Así tenemos que las cartas de capacidad proporcionada por los fabricantes ofrecen una buena referencia para la selección del hidrociclón.

La carta de performance de hidrociclones indicada en la Figura 76 ofrece una forma de seleccionar hidrociclones Krebs modelo D para un amplio rango de aplicaciones. Las siguientes precauciones respecto a las características de la alimentación del ciclón deben ser observadas al usar la carta:

1. los sólidos de la alimentación deben tener una gravedad específica promedio en el rango de 2.5 a 3.2. El líquido debe ser agua o una solución acuosa.
2. la concentración de la alimentación debe ser menor a 30% en sólidos.
3. la alimentación no debe ser inusualmente viscosa como podría ser cierto para la alimentación con alto contenido de arcillas o limos.

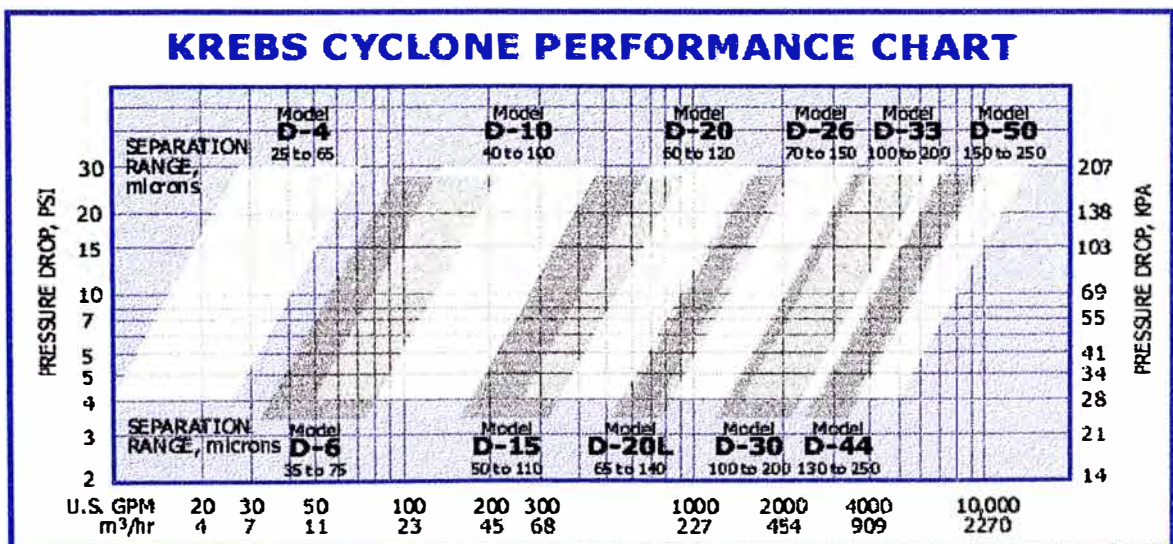


Fig. 76.- Carta de performance de hidrociclones Krebs D

Los valores mostrados a lo largo del eje horizontal indican los flujos de alimentación. La caída de presión en el ciclón, mostrado en el eje vertical, es la diferencia entre la presión a la entrada de la

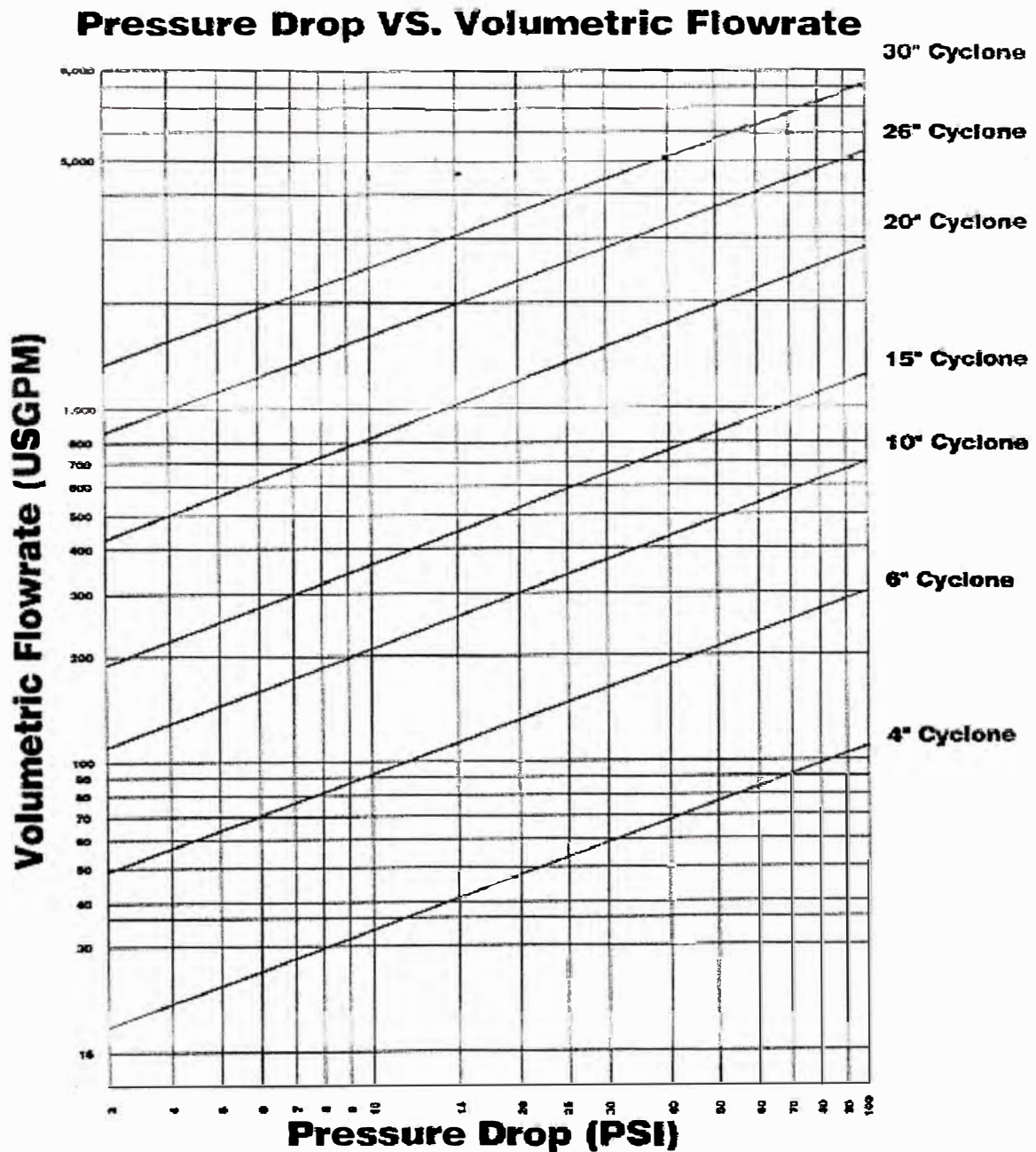


Fig. 77.- Gráfico de capacidad de hidrociclones

alimentación del hidrociclón y en la conexión del overflow. Debido a que el overflow del hidrociclón normalmente descarga a presión atmosférica, un medidor de presión (gauge) montado en la entrada de la alimentación usualmente indica la caída de presión en el ciclón.

La selección del hidrociclón es hecha primero determinando el ciclón que hará la selección requerida. Luego, la mejor selección será

mayormente el modelo que permita el uso del menor número de unidades cuando la caída de presión se halle en el rango de 5 a 15 psi (34 a 103 KPa).

El cálculo del diámetro del apex requerido también es de importancia, y se dispone de la siguiente correlación, obtenida de la referencia:

$$D_{\text{apex}} = 4.27 - 16.43 / (2.65 - \text{Sp.Gr. sólido} + 100 * \text{Sp.Gr. sólido} / \% \text{sólidos}_{\text{under}}) + 1.10 * \text{Ln}(\text{TM} / \text{H}_{\text{under}} / \text{Sp.Gr. sólidos})$$

donde D_{apex} se halla en pulgadas, SpGr es la gravedad específica de los sólidos, % sólidos esta referido al porcentaje de sólidos en el underflow y TM/H es la descarga de mineral en el underflow, medido en toneladas métricas secas por hora.

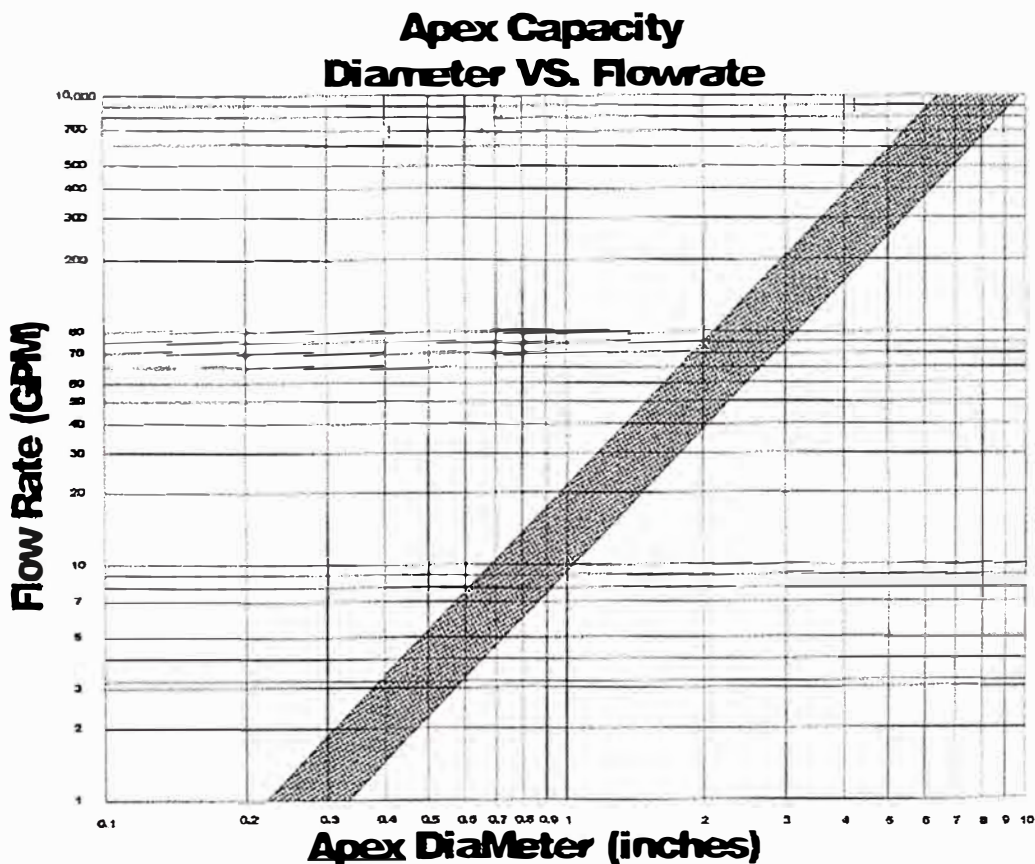


Fig. 78.- Carta de capacidad del apex

También se dispone de gráficas proporcionadas por la firma Krebs, como la mostrada en la Figura 78. La carta de capacidad del apex

es apropiada para sólidos de una gravedad específica entre 2.5 y 3.2. Se asume un underflow de concentración de 60 a 80% de sólidos.

II.F.3.- BALANCE DE MATERIALES EN LA SECCION MOLIENDA

La información sobre cualquier circuito de tratamiento de minerales, requiere información sobre los caudales y composiciones de los flujos que entran y salen del circuito. En la mayoría de los circuitos las medidas de caudal se realizan en la alimentación y en el producto, y ocasionalmente en uno o mas de los flujos internos. Los coeficientes de caudal de los flujos restantes se calculan a partir de otras características analizadas, tales como ensayos de distribución granulométrica de muestras recogidas en puntos apropiados.

II.F.3.1. CRITERIOS PARA EL CALCULO DEL BALANCE DE MATERIALES.

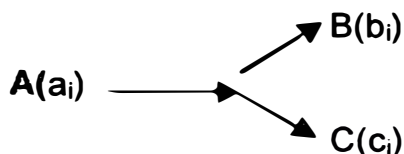
El problema surge cuando las muestras extraídas de los flujos en los circuitos pueden tener algún error en sí que puedan hacerlas no representativas en la realidad de los flujos de las cuales han sido obtenidas, y las técnicas analíticas que se usan en el tratamiento de las muestras están sujetas a error. También pueden ser portadores de error los caudales, el contenido de sólidos o composiciones de los minerales en los flujos medidos.

La tendencia es suponer que existen “verdaderos” valores de componentes de flujo y caudal. Si una campaña de muestreo fuese repetida, el promedio de estas mediciones repetidas se aproximaría a los valores verdaderos a medida que se incrementase el número de repeticiones. Este intento no es practicable en la mayoría de los casos porque los “verdaderos” valores cambian con el tiempo, ya que en una planta de tratamiento de minerales no puede esperarse que permanezca sin variación durante mucho tiempo. Sin embargo, siempre se encuentra

disponible generalmente un intento alternativo. Muchas campañas de muestreo producen suficiente información para el cálculo de muchas estimaciones de coeficientes de caudal de material en cada flujo. Por ejemplo, si se conocen la distribución granulométrica de la alimentación y el producto obtenido en un clasificador, la proporción total de alimentación que ingresa en cada producto puede ser estimada a partir de cada fracción granulométrica. Si estas estimaciones coinciden no es necesario realizar más análisis porque los datos son ya auto-consistente.

II.F.3.2. CALCULO DE CAUDALES BASADO EN ENSAYOS DE COMPONENTES MULTIPLES.

La información disponible en situaciones reales, esta generalmente basada en datos experimentales de componentes múltiples de cada flujo (a_i , b_i , c_i):



Realizando un balance elemental:

$$A = B + C$$

$$A \cdot a_i = B \cdot b_i + C \cdot c_i$$

Definiendo $\beta = B/A$, se obtiene:

$$a_i = \beta \cdot b_i + (1-\beta) \cdot c_i \quad \text{ó} \quad \beta = (a_i - c_i) / (b_i - c_i)$$

Las estimaciones de β calculados a partir de la ecuación básica de separación raramente serán consecuentes. Definiendo un error:

Error = balance ponderal (valores experimentales)

$$\Delta_i = a_i - \beta \cdot b_i - (1-\beta) \cdot c_i$$

Estos errores se elevan al cuadrado, se ponderan y se suman. Los mejores ajustes de caudal están definidos como aquellos que hacen mínima esta suma de cuadrados.

Los datos experimentales arrojarán generalmente diferentes estimaciones de β para cada componente medido de Δ_i de:

$$\Delta_i = a_i - \beta \cdot b_i + (1-\beta) \cdot c_i$$

Para este mejor valor de β existirán aún errores de balance ponderal ($\Delta_i \neq 0$). Cuanto mas precisos sean los datos, mas pequeños serán los errores residuales. Un intento de aproximación esta basado en la suma de los cuadrados de los errores que puede ser utilizada en un solo componente:

$$\sum \Delta_i^2 = \sum [a_i - \beta \cdot b_i - (1-\beta) \cdot c_i]^2$$

$\sum \Delta_i^2$ no será cero en ningún valor de β a menos que los datos sean consecuentes por sí mismos. Debería de contarse con un mínimo claramente definido para cualquier conjunto razonable de datos.

El método mas simple para encontrar este mínimo es diferenciarlo con respecto a β y buscar la solución para el punto de pendiente cero.

$$\partial \sum \Delta_i / \partial \beta = 2 \sum [a_i - \beta \cdot b_i - (1-\beta) \cdot c_i]^2 \cdot (-b_i + c_i) = 0 \text{ al mínimo}$$

$$\text{y } \bar{\beta} = \sum (a_i - c_i) \cdot (b_i - c_i) / \sum (b_i - c_i)^2$$

donde β se designa ahora como $\bar{\beta}$ y es un estimado del mejor ajuste del valor verdadero basado en la suma de cuadrados de errores aparentes en el balance ponderal.

II.F.3.3. EL METODO DE LOS MULTIPLICADORES DE LAGRANGE.

El método se utiliza para simplificar los problemas de máximos o mínimos que están sometidos a condiciones o restricciones. Las condiciones se expresan en tal forma que se igualan a cero. En este caso, se puede escribir:

$$0 = + \Delta_i - \Delta a_i + \beta \cdot \Delta b_i + (1 - \beta) \cdot \Delta c_i$$

Esta suma de cuadrados para ser mínima se modifica (S_m) añadiendo cada una de estas ecuaciones condicionales multiplicada por un multiplicador de Lagrange; esto es:

$$S_m = S + \sum_j \lambda_j \cdot \text{condición } j$$

Podrá apreciarse que este ensayo es válido incluso si un componente tiene mas de una condición sobre él , como podría ocurrir en un circuito mas complejo.

$$S_m = \Delta a_i^2 + \Delta b_i^2 + \Delta c_i^2 + 2*\lambda_i*[+\Delta_i - \Delta a_i + \beta*\Delta b_i + (1-\beta)*\Delta c_i].$$

La suma modificada es entonces diferenciada con respecto a cada una de las incógnitas (residuales y multiplicadores) y los multiplicadores de Lagrange se usan para sustituir a los residuos, reduciendo así el cálculo requerido

$$\partial S_m / \partial \Delta a_i = 2*\Delta a_i - 2*\lambda_i \quad \text{ó} \quad \Delta a_i = \lambda_i$$

Similarmente, $\Delta b_i = -\beta*\lambda_i$ y $\Delta c_i = -(1-\beta)*\lambda_i$

$$\partial S_m / \partial \lambda_i = 2[+\Delta_i - \Delta a_i + (1-\beta)*\Delta c_i] = 0$$

Sustituyendo para Δa_i , Δb_i y Δc_i :

$$\Delta_i = +\lambda_i*[1 + \beta^2 + (1-\beta)^2]$$

En el siguiente ejemplo, tomado de la literatura, se ilustra la aplicación del método.

Ejemplo 2.- Balance ponderal y ajuste de datos para un circuito de molino de bolas e hidrociclón mostrado en la Figura 79 y con distribución granulométrica en la Tabla 9:

Tabla 9.- Distribución granulométrica del circuito

malla Tyler	a feed ccto	b under	c mill prod	d over	e feed hicy
+8	0.10	0.00	0.00	0.00	0.00
+10	0.40	0.30	0.00	0.00	0.00
+14	1.00	0.20	0.00	0.00	0.00
+20	1.20	0.20	0.10	0.00	0.40
+28	1.60	0.30	0.10	0.00	0.30
+35	2.20	0.60	0.20	0.00	0.30
+48	2.90	1.20	0.70	0.00	0.90
+65	4.70	2.10	1.50	0.10	1.70
+100	8.10	5.70	4.90	0.30	4.70
+150	9.30	9.90	9.30	0.80	8.90
+200	12.80	25.40	24.60	2.60	21.60
+325	14.10	33.50	32.00	13.80	30.90
-325	41.60	20.60	26.60	82.40	30.30
	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

- calcular los caudales basados en una producción de 100 TM/H.
- ajustar los datos de modo que sean compatibles con los caudales calculados.

Para el cálculo de los caudales, se indica la siguiente nomenclatura:

$$A = D = 1 \quad ; \quad E = \alpha \quad \text{y} \quad B = C = \alpha - 1$$

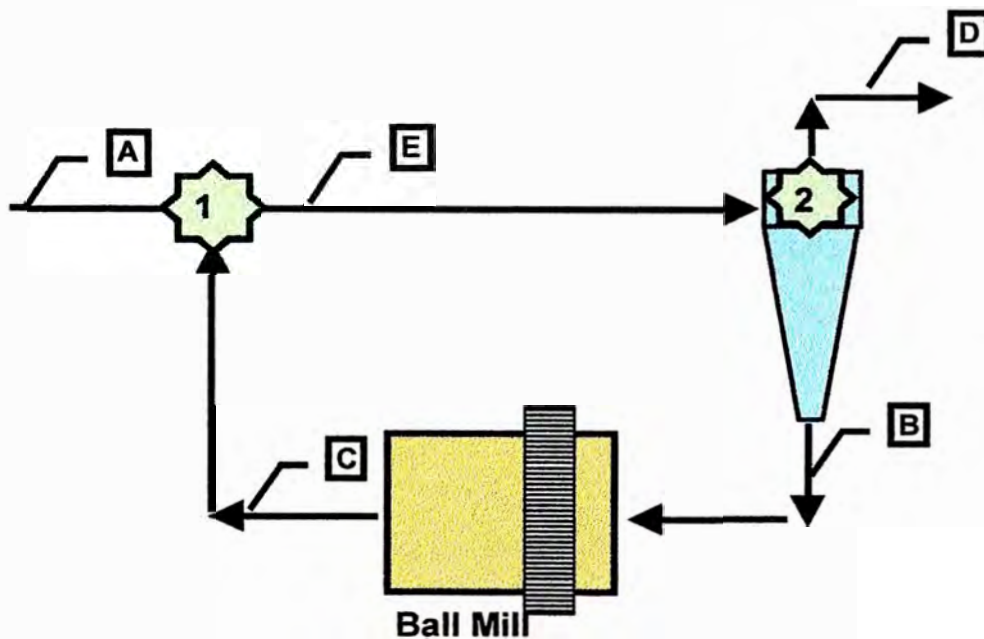


Fig. 79.- Flowsheet de molienda-clasificación para el ejemplo 2

para el punto 1 se tiene:

$$\Delta_{(1)i} = \alpha * e_i - a_i - (\alpha - 1) * c_i = \alpha * (e_i - c_i) + (c_i - a_i)$$

para el punto 2:

$$\Delta_{(2)i} = \alpha * e_i - d_i - (\alpha - 1) * b_i = \alpha * (e_i - b_i) + (b_i - d_i)$$

y se debe minimizar el error

$$S = \sum (\Delta_{(1)i}^2 + \Delta_{(2)i}^2)$$

Cuando $\partial S / \partial \alpha$ es igual a cero, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\alpha = - \sum [(e_i - c_i) * (c_i - a_i) + (e_i - b_i) * (b_i - d_i)] / \sum [(e_i - c_i)^2 + (e_i - b_i)^2]$$

de la tabla de datos y cálculos se tiene

$$\alpha = \mathbf{6.0872}$$

Luego se procede al ajuste de datos, para lo cual se procede a hallar el valor mínimo de la sumatoria de las diferencias:

$$S_i = \Delta a_i^2 + \Delta b_i^2 + \Delta c_i^2 + \Delta d_i^2 + \Delta e_i^2$$

Con las condiciones:

$$\Delta_{(1)i} - \alpha \Delta e_i + \Delta a_i + (\alpha - 1) \Delta c_i = 0$$

$$\Delta_{(2)i} - \alpha \Delta e_i + \Delta d_i + (\alpha - 1) \Delta b_i = 0$$

se obtiene:

$$S_{mi} = S_i - 2\lambda_1 [\Delta_{(1)i} - \alpha \Delta e_i + \Delta a_i + (\alpha - 1) \Delta c_i] - 2\lambda_2 [\Delta_{(2)i} - \alpha \Delta e_i + \Delta d_i + (\alpha - 1) \Delta b_i]$$

donde

$$\Delta_{(1)i} = \alpha e_i - a_i - (\alpha - 1) c_i$$

y
$$\Delta_{(2)i} = \alpha e_i - d_i - (\alpha - 1) b_i$$

derivando parcialmente respecto a los residuales, se obtiene:

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta a_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta a_i = \lambda_1$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta b_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta b_i = \lambda_2 (\alpha - 1)$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta c_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta c_i = \lambda_1 (\alpha - 1)$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta d_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta d_i = \lambda_2$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta e_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta e_i = -\alpha (\lambda_1 + \lambda_2)$$

tomando derivadas respecto a λ y sustituyendo los residuales para cada "i":

$$\Delta_{(1)i} = -\lambda_1 [1 + \alpha^2 + (\alpha - 1)^2] - \alpha^2 \lambda_2$$

$$\Delta_{(2)i} = -\alpha^2 \lambda_1 - \lambda_2 [1 + \alpha^2 + (\alpha - 1)^2]$$

Tabla 10.- Cálculo de los Multiplicadores de Lagrange

mallá Tyler	$\Delta_{(1)i}$	$\Delta_{(2)i}$	λ_1	λ_2
+8	-0.100	0.000	0.002	-0.001
+10	-0.400	-1.526	-0.011	0.030
+14	-1.000	-1.017	0.010	0.010
+20	0.726	1.417	0.002	-0.023
+28	-0.283	0.300	0.011	-0.011
+35	-1.391	-1.226	0.016	0.010
+48	-0.983	-0.626	0.015	0.001
+65	-1.983	-0.435	0.041	-0.017
+100	-4.417	-0.687	0.095	-0.044
+150	-2.435	3.013	0.098	-0.104
+200	-6.462	-0.331	0.148	-0.080
+325	11.204	3.873	-0.211	0.062
-325	7.523	-2.754	-0.215	0.168

de donde se obtiene:

$$\lambda_1 = ([1 + \alpha^2 + (\alpha - 1)^2] \Delta_{(1)i} - \alpha^2 \Delta_{(2)i}) / (\alpha^4 - [1 + \alpha^2 + (\alpha - 1)^2]^2)$$

$$y \quad \lambda_2 = ([1 + \alpha^2 + (\alpha - 1)^2] \Delta_{(2)i} - \alpha^2 \Delta_{(1)i}) / (\alpha^4 - [1 + \alpha^2 + (\alpha - 1)^2]^2)$$

valores que, conjuntamente con α , son usados para hallar los residuales y hacer las correcciones de composición, teniendo en cuenta que:

$$x = x_i - \Delta x_i \quad (x = a, b, c, d, e, \dots)$$

representa el valor calculado (calculado = observado – residual).

Tabla 11.- Tabla de Residuos de cada componente

Malla Tyler	Δa	Δb	Δc	Δd	Δe
+8	0.002	-0.007	0.012	-0.001	-0.006
+10	-0.011	0.155	-0.058	0.030	-0.116
+14	0.010	0.052	0.049	0.010	-0.122
+20	0.002	-0.119	0.011	-0.023	0.129
+28	0.011	-0.056	0.055	-0.011	0.001
+35	0.016	0.050	0.082	0.010	-0.158
+48	0.015	0.007	0.074	0.001	-0.097
+65	0.041	-0.086	0.207	-0.017	-0.146
+100	0.095	-0.224	0.482	-0.044	-0.308
+150	0.098	-0.530	0.501	-0.104	0.035
+200	0.148	-0.409	0.751	-0.080	-0.409
+325	-0.211	0.314	-1.073	0.062	0.909
-325	-0.215	0.852	-1.093	0.168	0.287

Tabla 12.- Distribución granulométrica corregida

Malla Tyler	feed ccto	under	mill prod	over	feed hicy
+8	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0
+10	0.4	0.1	0.1	0.0	0.1
+14	1.0	0.1	0.0	0.0	0.1
+20	1.2	0.3	0.1	0.0	0.3
+28	1.6	0.4	0.0	0.0	0.3
+35	2.2	0.5	0.1	0.0	0.5
+48	2.9	1.2	0.6	0.0	1.0
+65	4.7	2.2	1.3	0.1	1.8
+100	8.0	5.9	4.4	0.3	5.0
+150	9.2	10.4	8.8	0.9	8.9
+200	12.7	25.8	23.8	2.7	22.0
+325	14.3	33.2	33.1	13.7	30.0
-325	41.8	19.7	27.7	82.2	30.0
	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

Todo esto es posible resolver con un programa de computo o en una hoja de cálculo.

En las Tablas 8, 9 y 10 se resumen los resultados obtenidos en una Hoja de cálculo Excel aplicando el método de Multiplicadores de Lagrange expuesto.

En el siguiente ejemplo de cálculo, se toman datos de la Planta Concentradora Casapalca – Centromin Perú, la cual posee un circuito de clasificación diferente al ejemplo anterior, pero para el cual se hace un análisis análogo.

Ejemplo 3.- El siguiente flowsheet representa el circuito total de molienda-clasificación de la Planta Concentradora Yauliyacu; para este esquema, se necesita desarrollar el balance ponderal y el ajuste de datos respectivo del análisis granulométrico de cada una de las corrientes.

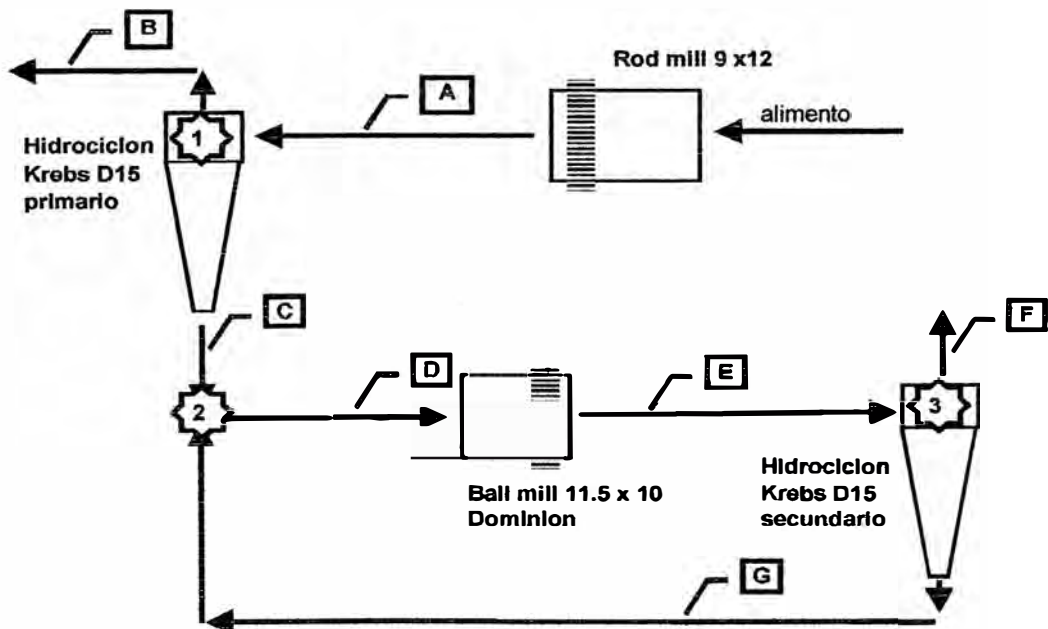


Fig. 80.- Circuito de molienda-clasificación para el ejemplo 3

para este circuito, definimos los flujos:

$$A = 1 \quad B = 1 - \alpha \quad C = \alpha \quad D = E = \beta + \alpha F = \alpha \quad G = \beta$$

para el punto 1 se tiene:

$$\Delta_{(1)i} = (1 - \alpha) \cdot b_i + \alpha \cdot c_i - a_i = \alpha \cdot (c_i - b_i) + (b_i - a_i)$$

para el punto 2:

$$\Delta_{(2)i} = (\alpha + \beta) \cdot d_i - \alpha \cdot c_i - \beta \cdot g_i = \alpha \cdot (d_i - c_i) + \beta \cdot (d_i - g_i)$$

y para el punto 3:

$$\Delta_{(3)i} = \alpha \cdot f_i + \beta \cdot g_i + (\alpha + \beta) \cdot e_i = \alpha \cdot (f_i - e_i) + \beta \cdot (g_i - e_i)$$

y se debe minimizar el error

$$S = \sum (\Delta_{(1)i}^2 + \Delta_{(2)i}^2 + \Delta_{(3)i}^2)$$

tenemos dos parámetros, alfa y beta, que representan la distribución de flujos en cada uno de los circuitos

Cuando $\partial S / \partial \alpha$ es igual a cero, se obtiene la siguiente ecuación:

$$\alpha \cdot \sum [(c_i - b_i)^2 + (d_i - c_i)^2 + (f_i - e_i)^2] + \beta \cdot \sum [(d_i - g_i) \cdot (d_i - c_i) + (g_i - e_i) \cdot (f_i - e_i)] = - \sum [(b_i - a_i) \cdot (c_i - b_i)]$$

Operando de igual forma respecto al parámetro β , se obtiene:

$$\alpha \cdot \sum [(d_i - c_i) \cdot (d_i - g_i) + (f_i - e_i) \cdot (g_i - e_i)] + \beta \cdot \sum [(d_i - g_i)^2 + (g_i - e_i)^2] = 0$$

de estas dos ecuaciones, se hallan los valores de los parámetros alfa y beta.

Luego se procede al ajuste de datos, para lo cual se procede a hallar el valor mínimo de la sumatoria de las diferencias:

$$S_i = \Delta a_i^2 + \Delta b_i^2 + \Delta c_i^2 + \Delta d_i^2 + \Delta e_i^2 + \Delta f_i^2 + \Delta g_i^2$$

Con las condiciones:

$$\Delta_{(1)i} - (1 - \alpha) \cdot \Delta b_i - \alpha \cdot \Delta c_i + \Delta a_i = 0$$

$$\Delta_{(2)i} - (\alpha + \beta) \cdot \Delta d_i + \alpha \cdot \Delta c_i + \beta \cdot \Delta g_i = 0$$

$$\Delta_{(3)i} - \alpha \cdot \Delta f_i - \beta \cdot \Delta g_i + (\alpha + \beta) \cdot \Delta e_i = 0$$

se obtiene:

$$S_{mi} = S_i - 2\lambda_1 \cdot [\Delta_{(1)i} - (1 - \alpha) \cdot \Delta b_i - \alpha \cdot \Delta c_i + \Delta a_i] - 2\lambda_2 \cdot [\Delta_{(2)i} - (\alpha + \beta) \cdot \Delta d_i + \alpha \cdot \Delta c_i + \beta \cdot \Delta g_i] - 2\lambda_3 \cdot [\Delta_{(3)i} - \alpha \cdot \Delta f_i - \beta \cdot \Delta g_i + (\alpha + \beta) \cdot \Delta e_i]$$

donde

$$\Delta_{(1)i} = \alpha \cdot (c_i - b_i) + (b_i - a_i)$$

$$\Delta_{(2)i} = \alpha \cdot (d_i - c_i) + \beta \cdot (d_i - g_i)$$

$$y \quad \Delta_{(3)i} = \alpha^*(f_i - e_i) + \beta^*(g_i - e_i)$$

derivando parcialmente respecto a los residuales, se obtiene:

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta a_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta a_i = \lambda_1$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta b_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta b_i = -\lambda_1^*(1 - \alpha)$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta c_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta c_i = \alpha^*(\lambda_2 - \lambda_1)$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta d_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta d_i = -(\alpha + \beta)^*\lambda_2$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta e_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta e_i = (\alpha + \beta)^*\lambda_3$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta f_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta f_i = -\alpha^*\lambda_3$$

$$(\partial S_{mi} / \partial \Delta g_i) = 0 \quad \therefore \quad \Delta g_i = \beta^*(\lambda_2 - \lambda_3)$$

tomando derivadas respecto a λ y sustituyendo los residuales para cada

$$"i": \quad \Delta_{(1)i} = -[1 + \alpha^2 + (1 - \alpha)^2]^*\lambda_1 + \alpha^{2*}\lambda_2$$

$$\Delta_{(2)i} = \alpha^{2*}\lambda_1 - [\alpha^2 + \beta^2 + (\alpha + \beta)^2]^*\lambda_2 - \beta^{2*}\lambda_3$$

$$\Delta_{(3)i} = \beta^{2*}\lambda_2 - [\alpha^2 + \beta^2 + (\alpha + \beta)^2]^*\lambda_3$$

este sistema de tres ecuaciones con tres incógnitas es resuelto en una hoja de cálculo, lo que facilita el manejo de datos. Con los valores de α , β y $\lambda_{1,2,3}$ se determinan los respectivos residuales para cada malla del análisis granulométrico en cada corriente.

Del flowsheet, se observa que la relación β/α representa la carga circulante en la clasificación secundaria.

II.F.4.- CALCULO DEL TAMAÑO MAXIMO DE LOS ELEMENTOS DE MOLIENDA.

La incidencia que la carga de los cuerpos de molienda tiene en la eficiencia y en el costo de operación de un molino ha sido siempre reconocida como muy importante, y el problema de dar una proporción adecuada de tamaños y distribución de los cuerpos de molienda al rendimiento requerido del molino ha sido siempre una cuestión muy discutida.

Los métodos usados para tales cálculos son empíricos, sin embargo se ha confirmado la excelente aproximación obtenida mediante

el uso de las fórmulas propuestas. Esto ha sido verificado por el uso de estas fórmulas en los cálculos de las cargas de los cuerpos de molienda en instalaciones que están en buenas condiciones de operación. Las fórmulas se basan en métodos desarrollados y mejorados por ARMCO a fin de determinar la mejor carga de los cuerpos de molienda y la práctica de la recarga múltiple consiguiente.

El tamaño mas apropiado se establece en función principalmente de las especificaciones granulométricas y físicas del mineral que debe molerse y de la condición dinámica del molino.

Las ecuaciones finales que se obtienen para el cálculo de la carga molturante son:

Para molino de barras

$$D_R = 13.234 * F_{80}^{0.250} * W_i^{0.408} * (N * D_{mill})^{-0.386}$$

Para molino de bolas

$$D_B = 5.470 * F_{80}^{0.291} * W_i^{0.408} * (N * D_{mill})^{-0.257} * (1 + \%CC/100)^{0.105}$$

donde F_{80} = tamaño de alimentación al 80% pasante, en micrones

W_i = el índice de trabajo, operativo, en kWh/Tm

N = velocidad de giro del molino, en r.p.m.

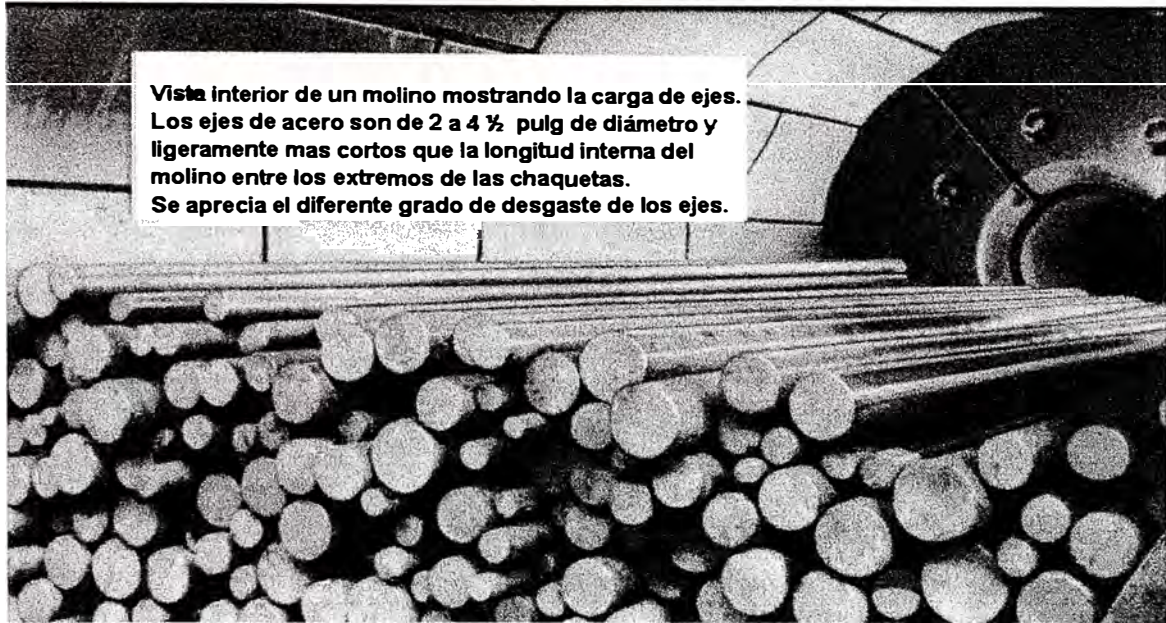
D_{mill} = diámetro del molino, entre forros, en metros.

$\%CC$ = porcentaje de carga circulante.

D = diámetro del elemento molturante, en milímetros.

Las dos ecuaciones proporcionan el diámetro máximo del medio de molienda requerido. Si al calcular el tamaño no resulta un tamaño estándar, se utiliza el próximo mayor. La experiencia puede dictar un cambio en el tamaño calculado. Teóricamente es siempre conveniente utilizar una carga gradual que reemplazar toda la carga. Utilizar cargas graduales a menudo no es muy práctico. La pérdida de eficiencia por no usar una carga graduada no puede ser medida generalmente. En algunos casos solo es necesario añadir el tamaño máximo calculado para recargar. Como resultado del desgaste, todos los molinos de tambor rotatorio contienen un intervalo de tamaños de los medios que se

conoce como **carga balanceada o carga madurada**. En forma regular es necesario agregar medios de reposición del tamaño más grande únicamente.



Vista interior de un molino mostrando la carga de ejes. Los ejes de acero son de 2 a 4 ½ pulg de diámetro y ligeramente mas cortos que la longitud interna del molino entre los extremos de las chaquetas. Se aprecia el diferente grado de desgaste de los ejes.

Fig. 81.- Distribución de carga molturante en un molino de barras

El tamaño de los medios de reposición determina el tamaño medio de la carga, y ésta se determina a su vez por el tamaño medio de las partículas en el proceso de molienda. La selección del tamaño de los medios de molienda es una avenencia entre dos factores en conflicto. Al disminuir el tamaño relativo de los medios, aumenta el área de superficie para molienda, aumentando la capacidad.

Por otra parte, al aumentar el tamaño de los medios, aumenta la fuerza que se ejerce entre las superficies de molienda de tal manera que se pueden quebrar partículas más grandes. Otros factores adicionales determinan también el que los medios de molienda posean suficiente energía para fracturar una partícula dada. Tanto las velocidades mayores del molino como su mayor diámetro contribuyen a incrementar la alimentación de energía a los medios y permite utilizar medios de menor tamaño, mientras que los minerales mas duros necesitan de medios de mayor tamaño.

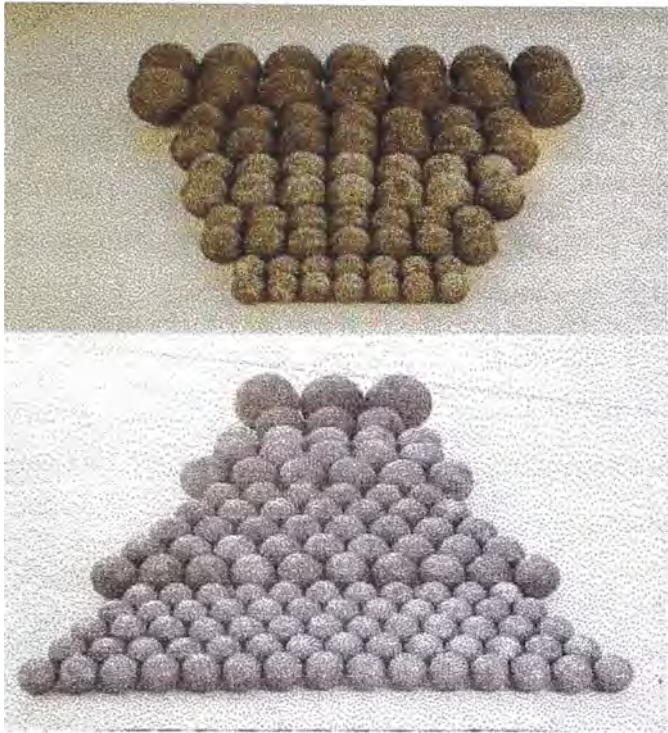


Fig. 82.- Distribución de carga molturante (bolas de 3 pulgadas)

Raras veces es económico agregar bolas de tamaño menor a 25 mm o barras de diámetro menor de 60 mm. Como consecuencia, los molinos de barras están restringidos a molienda primaria o gruesa, porque si las barras son de diámetro muy reducido, y por lo tanto muy ligeras, adecuadas para moler partículas finas, no tienen resistencia para resistir la acción del golpeo de las partículas.

En la Figura 82, se muestra en la parte superior una carga estabilizada de un molino recargado solamente con bolas de 3 pulgadas; en la parte inferior, se muestra el mismo peso de carga, de un molino usando carga balanceada, notándose el mayor número de bolas pequeñas disponibles para molienda fina.

Debe usarse una distribución apropiada de los medios de molienda al poner en marcha molinos nuevos; es aconsejable para los molinos de bolas, y es vital para los de barra, en vista que los de barras se desgastan con relativa uniformidad.

La recarga deberá ser proporcionada para que la carga estabilizada generada por ella corresponda, o por lo menos sea lo más próximo posible, a la carga balanceada previamente calculada y la cual, en efecto, resulte ser de una composición ideal para la obtención del mejor rendimiento posible.

II.F.5.- WORK INDEX DE BOND.

El work index de Bond fue desarrollado por Fred Bond de Allis-Chalmers (predecesora de Svedala Inc.) para un material homogéneo que podía ser usado para estimar los consumos de energía. Bond propuso una ecuación que establece que la potencia consumida es

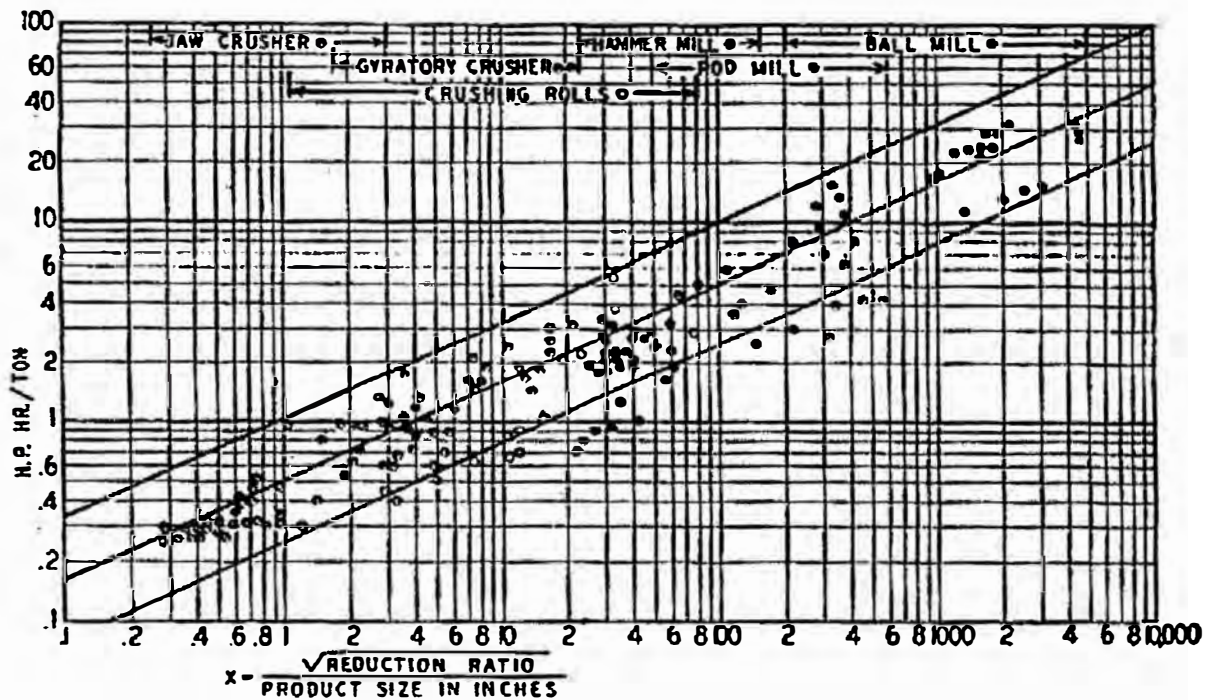


Fig. 83.- Consumo de energía para chancadoras y molinos

proporcional a la raíz cuadrada del tamaño del producto. Esto se basó en un gran número de pruebas y parece tener amplia validez. En la Figura 83 se muestra que existe una relación aplicable entre el ratio de reducción "x", definida como la abertura que pasa 80% de la alimentación dividida entre la abertura que pasa 80% del producto y el consumo de potencia por tonelada de material. Para compensar la inexactitud de esto, han sido desarrollados por lo menos 8 factores de corrección.

La fórmula básica para el work index de Bond, E_i es:

$$E = 10E_i(P_{80}^{-1/2} - F_{80}^{-1/2})$$

donde:

E = consumo específico de energía, Kwh/tc

E_i = work index de Bond, obtenido de pruebas de laboratorio

P_{80} = tamaño de producto que pasa 80%, micrones

F_{80} = tamaño de alimentación que pasa el 80%, micrones

Luego, para $P_{80} = 100$ y F_{80} muy grande, E_i es aproximadamente igual a E , o igual al consumo específico de energía para conminuir un material de tamaño infinito a $P_{80} = 100$ micrones.

El work index puede ser hallado experimentalmente a partir de pruebas de laboratorio de chancado y molienda o a partir de operaciones comerciales de molienda. Algunas reglas para la extrapolación del work index a condiciones diferentes de aquellas medidas son que para molienda en seco el work index debe ser incrementado en un factor de 1.34 sobre aquel medido en molienda húmeda; para operaciones en circuito abierto otro factor de 1.34 sobre aquel medido en circuito cerrado; si el tamaño del producto es extrapolado bajo $70 \mu\text{m}$, un factor de corrección adicional es $(10.3 + X_p)/1.145X_p$, donde X_p representa el tamaño del producto.

La Tabla 15 muestra algunos valores de work index obtenidos de la referencia:

Tabla 15.- Work Index de Bond

MATERIAL	E_i	S.D.	densidad	S.D.
Mineral de Cu	12.72	2.62	3.02	0.21
Mineral de Pb	11.90	2.20	3.35	0.25
Mineral de zinc	11.56	4.70	3.64	0.40
Mineral Pb-Zn	10.93	1.90	3.36	0.44

E_i , work index de Bond, en KWh/short ton.

densidad, en gr/cm^3

S.D., desviación estándar

La forma mas familiar de la ecuación de Bond para los trabajos de planta es la que se indica a continuación:

$$W_{io} = W / (10/P_{80}^{1/2} - 10/F_{80}^{1/2})$$

en donde

W_{io} = work index operativo

W = consumo específico de energía, en KWH por tonelada
(puede ser corta, larga o métrica)

Debe dejarse claro, que para comparación con los resultados de los test de molienda, W_{io} debe expresarse en la base de toneladas estándar (cortas o 0.9074 toneladas métricas).

**II.G. ANALISIS TECNICO DEL CIRCUITO DE
MOLIENDA-CLASIFICACION.**

A la fecha del presente informe, el circuito de clasificación-molienda de la Planta concentradora Yauliyacu opera bajo el esquema indicado a continuación:

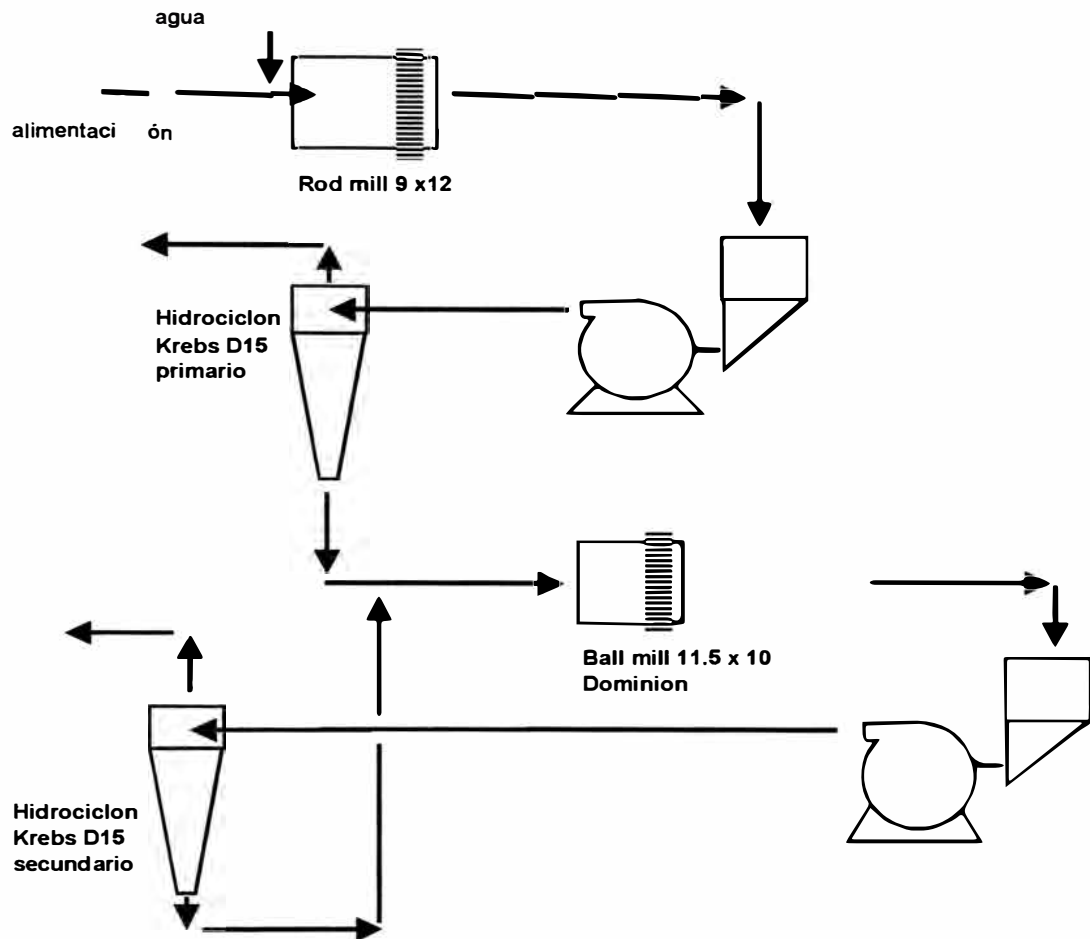


Fig. 84.- Flowsheet del circuito de molienda-clasificación

En esta sección, se hace una revisión de la performance y del balance de masa del circuito, apoyados en la metodología expuesta anteriormente así como en los conceptos propios de un balance metalúrgico.

II.G.1.- ANTECEDENTES

La capacidad de procesamiento del circuito antes del año 1997 estuvo fijada a un máximo de 90 TM/H (húmedas), establecida en el

programa de producción y en base a la capacidad de producción de mineral por parte de la mina.

A partir del citado año, y debido al cambio de administración (de empresa estatal a privada), con lo cual fueron variados los planes de producción, se fue incrementando el tonelaje de procesamiento, para llegar a 125 TM/H mantenidas hasta finales de 1999.

El incremento de tonelaje implicó necesariamente la variación en la granulometría del producto de chancado (alimentación al molino primario) que se efectuó reduciendo la abertura de mallas de 5/8 x 5/8 pulgadas a 1/2 x 1/2 pulgadas. La otra variación se realizó en la misma sección de molienda clasificación y consistió en el cambio de diámetro de los ejes de molienda del molino primario, demandado por la necesidad de mantener una granulometría apropiada para la cabeza de flotación ante el incremento de tonelaje y el incremento en la dureza del mineral suministrado por mina, procedente cada vez en mayor proporción de las llamadas "zonas altas", con una matriz cuarcítica en su mayor parte.

Como se demostrará, con los cálculos a efectuar, el diámetro de barras del molino primario apropiado para las condiciones de operación es de 3.5 pulgadas y no 3 pulgadas, tal como eran las condiciones hasta noviembre de 1998, fecha en la que se efectuó un muestreo para finalmente decidir el cambio en la carga molturante.

Una de las razones de importancia para realizar los muestreos en la sección molienda es determinar la performance de la clasificación (en hidrociclón para nuestro caso) así como la calidad de la reducción en las etapas de molienda y la determinación del tamaño de carga molturante en los molinos.

II.G.2.- ANALISIS DEL CIRCUITO.

En las páginas siguientes se realizan los cálculos para determinar el diámetro de carga molturante en los circuitos de molienda-clasificación

indicados en las respectivas reseñas y flowsheets, para lo cual se ha recurrido al ajuste de datos de la distribución granulométrica conforme al método expuesto en la sección II.F.3.3. (página 153) a fin de determinar los flujos máxicos en cada corriente; las propiedades de cada uno de los flujos se determinan en dos formas:

en el laboratorio:	porcentaje de sólidos en la pulpa
	gravedad específica de los sólidos
	densidad de la pulpa
por balance	galones/minuto de agua
	galones/minuto de pulpa
	TM/H (base seca) en cada corriente

debe anotarse que la densidad de pulpa (DP), el porcentaje de sólidos (%S) y la gravedad específica de los sólidos (SPGR) se hallan relacionados por la siguiente fórmula:

$$DP = 1000 * SP.GR / (SP.GR * (1 - \%S) + \%S), \text{ en g/L}$$

y que para efectos del presente trabajo, el porcentaje de sólidos se deduce de la ecuación arriba indicada. Otra relación importante es la que calcula los galones por minuto de pulpa en una corriente:

$$GPM = 4 * 1.102 * TM/H * (1/SP.GR + 1/(\%S - 1))$$

Todos los tonelajes indicados están expresados en base seca y unidades métricas (TM/H)

La performance de los hidrociclones se evalúa determinando los parámetros d_{50} , d_c , y la imperfección en donde es posible, en base a los cálculos mostrados en el Ejemplo 1 de la página 138, sección II.F.2.1.

Los resultados de los cálculos se hallan resumidos en las tablas y figuras del Apéndice V.

II.G.2.1.- CIRCUITO N° 1.

El flowsheet indicado en la Figura 85 corresponde a la operación anterior al año 1994; todas las características técnicas se indican en los

cuadros respectivos. En el apéndice V.4.1. se resumen los resultados y se indican los gráficos respectivos de distribución granulométrica.

Se aprecia que, con este bajo tonelaje, la razón de reducción para ambos molinos se halla en valores aceptables; así mismo, al realizar los cálculos de diámetro de carga molturante, se obtiene:

- para el molino primario, el diámetro de barras calculado debe ser 3.8 pulgadas.
- para el molino secundario, el diámetro de bolas debe ser 3.3 pulgadas
- la razón de reducción del molino primario es aceptable, en un valor de 7.69, en tanto que para el molino secundario Dominion 11 1/2' x 10' el valor es 2.60; éste cociente es relativamente bajo.
- los valores del índice de trabajo operacionales para ambos molinos se hallan algo elevados, 20.63 para el molino primario y 31.10 para el molino secundario.
- el porcentaje de carga circulante es 112.66%
- la eficiencia global de clasificación es baja, 49.58%, influenciada mayormente por la eficiencia en finos (49.58%) que se refleja en un alto valor de corto circuito (40.79%) como se aprecia en la Figura 92.
- el hidrociclón Krebs D20 proporciona un tamaño de corte de 460 micrones, valor relativamente alto para la aplicación requerida (Figura 92).

En el caso del molino primario, a la fecha se usaban barras de 3 pulgadas de diámetro, lo cual ya indicaba la necesidad de hacer correcciones en este molino; el molino secundario 11.5' x 10' (Dominion) usaba bolas de 2.5 pulgadas de diámetro.

PERFORMANCE DEL CIRCUITO DE MOLIENDA

1.- Evaluación de la molienda:

	F_{80}	P_{80}	Ratio de reducción
Molino Marcy 9 x 12	10000	1300	7.69
Molino Dominion 11.5 x 10	1300	500	2.60

2.- Evaluación energética:

2.1.- Molino Primario 9 x 12

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = 274.36$$

$$TMSH = 74.99$$

$$kWh/TM = 3.66$$

2.2.- Molino Dominion 11.5 x 10

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = 446.18$$

$$TM/H = 84.47$$

$$kWh/TM = 5.28$$

3.- Work index operacional.

3.1.- Molino Primario

$$W. \text{ index} = (kWh/TM)/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 20.63$$

3.2.- Molino Dominion

$$W. \text{ index} = (kWh/TM)/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 31.10$$

4.- Tamaño máximo de la carga molturante.

4.1.- Molino de ejes Marcy 9' x 12'

$$D_r = 14.2 \times F_{80}^{0.25} \times W_i^{0.408} \times (D \times C_o)^{-0.386}$$

$$D_r = 14.2 \times 10000^{0.25} \times 20.63^{0.408} \times (2.74 \times 20)^{-0.386}$$

$$D_r = 96 \text{ mm (3.8 pulg)}$$

4.2.- Molino de bolas Dominion 11.5 x 10

$$D_b = 5.47 \times F_{80}^{0.291} \times W_i^{0.48} \times (C_o \times D)^{-0.257} \times (1 + CL/100)^{0.105}$$

$$D_b = 5.47 \times 1300^{0.291} \times 31.10^{0.48} \times (18 \times 3.50)^{-0.257} \times (1 + 112.64/100)^{0.105}$$

$$D_b = 85.6 \text{ mm (3.3 pulg)}$$

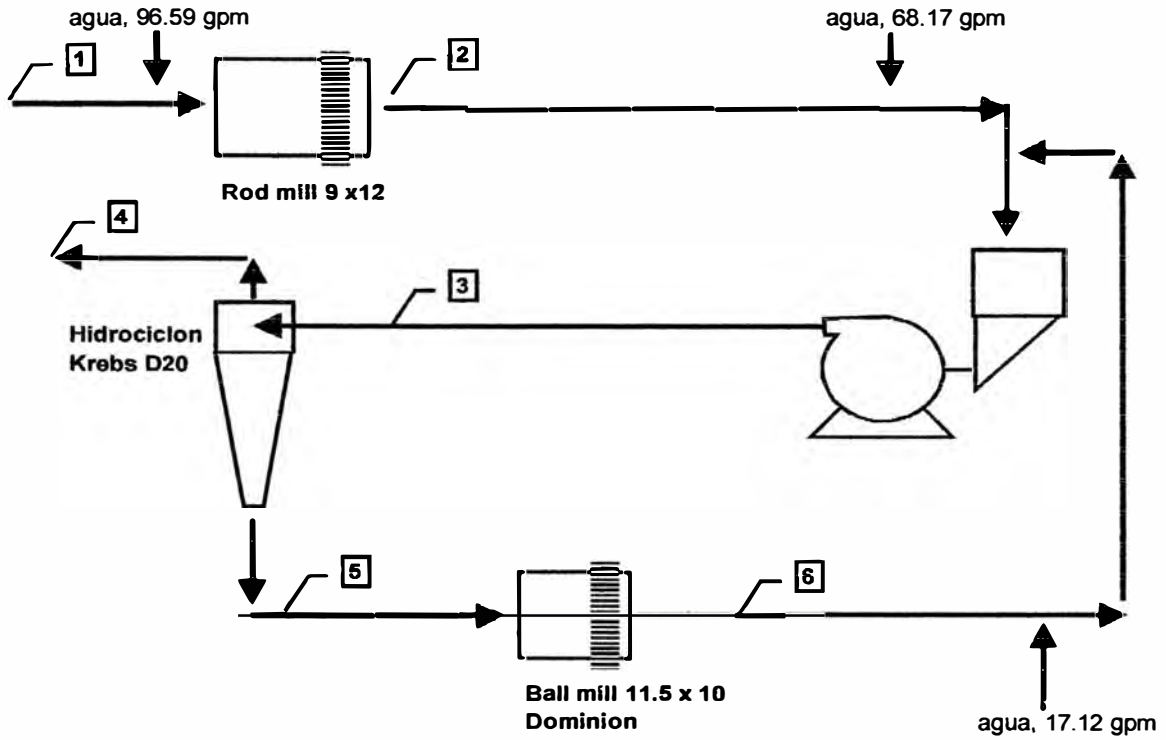
PERFORMANCE DEL HIDROCICLON KREBS D20

% de carga circulante	= 112.66 %
Tamaño de separación, D_{50} actual	= 460 micrones
	corregida = 790 micrones
Eficiencia de gruesos	= 79.19 %
Eficiencia de finos	= 62.61 %
Eficiencia de clasificación	= 49.58 %
Corto circuito	= 40.79 %
Imperfección	= N.D.

ESPECIFICACIONES TECNICAS:

Diámetro	= 20 pulgadas.
Area de entrada	= 21 pulg ² (5 ¼ x 4)
Vortex	= 8 x 14 pulgadas
Diámetro del apex	= 3 pulgadas
Presión de trabajo	= 11 psi

FLWSHEET BALANCEADO



Punto	TMSPH	% sólidos	Sp. Gr	Dens, gpl	gpm, agua	gpm, pulpa
1	74.99	95.59	2.97		15.25	
2	74.99	75.41	2.95	1994	107.65	219.58
3	159.47	68.25	3.03	1843	326.69	558.26
4	74.99	63.08	2.97	1719	193.44	304.62
5	84.48	73.63	3.09	1992	133.25	253.65
6	84.48	73.62	3.09	1992	133.25	253.65

CARACTERISTICAS TECNICAS DE LOS MOLINOS DEL CIRCUITO

	Mol. Primario	Mol. Secundario
Marca	Marcy	Dominion
Tamaño	9 x 12	11.5 x 10
Tipo de descarga	Rebose	rebose
sentido de rotacion	horario	horario
velocidad, rpm	20	18
% de vel. Crítica	78.1	79.47
revestimiento	hierro	caucho
carga molturante	ejes 3" x 10'	bolas 2.5"
Hp, motor	500	600
voltaje	2200	2300
Amp. Nominal		150
Amp. Trabajo	90	140
Factor de potencia	0.8	0.8

Fig. 85.- Circuito N° 1 de molienda-clasificación

II.G.2.2.- CIRCUITO N° 2:

Este es un circuito de prueba, con molienda primaria, secundaria y terciaria con clasificación en circuito cerrado (Figura 86); la finalidad de este circuito fue la de evaluar la calidad de la molienda clasificación con el flowsheet.

Los resultados de los ajustes y cálculos se muestran en las páginas siguientes, y de ellas puede concluirse que:

- el diámetro requerido para los ejes de molienda, es 3.7 pulgadas para el molino primario, y 3.2 pulgadas en el molino secundario.
- el diámetro requerido para las bolas del molino 8'x6' es 2.2 pulgadas.
- la relación de reducción en el molino primario es 9.39, en el molino secundario es 1.41 y en el molino terciario se halla en 1.57.
- el molino secundario Denver 6'x12' no trabaja apropiadamente, lo cual se refleja en una relación de reducción bastante baja (1.41) y un valor del work index operacional bastante elevado (42.61) el cual no se compara al de los otros dos molinos (primario y terciario).
- El porcentaje de carga circulante es 111.81%
- La clasificación en el hidrociclón D15 reporta un tamaño de corte de 165 micrones (Figura 98), con una eficiencia global de 39.52%, valor bastante bajo originado por las eficiencias de clasificación en gruesos y finos.

Los molinos de barras 9' x 12' y 6' x 12' usan ejes de 3" de diámetro, de modo que los medios de molienda no son los apropiados; conforme al cálculo efectuado, el valor apropiado debe ser 3.5 pulgadas (tamaño comercial) para ambos molinos.

El molino de bolas 8' x 6' requerirá de bolas de 2.5 pulgadas, tamaño comercial acorde con el valor calculado de 2.2 pulgadas.

PERFORMANCE DEL CIRCUITO DE MOLIENDA

1.- Evaluación de la molienda:

	F_{80}	P_{80}	Ratio de reducción
Molino Marcy 9 x 12	11270	1200	9.39
Molino Denver 6 x 12	1200	850	1.41
Molino Marcy 8 x 6	830	530	1.57

2.- Evaluación energética:

2.1.- Molino Primario Rod mill 9 x 12

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = \sqrt{3} \times 0.8 \times 90 \times 2200$$

$$kW = 286.83$$

$$TM/H = 79.02$$

$$kWh/TM = 3.6298$$

2.2.- Molino Secundario Rod mill 6 x 12

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = \sqrt{3} \times 0.8 \times 60 \times 2200$$

$$kW = 182.90$$

$$TM/H = 79.02$$

$$kWh/TM = 2.3147$$

2.3.- Molino Terciario Ball mill 8 x 6

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = \sqrt{3} \times 0.8 \times 60 \times 2200$$

$$kW = 185.95$$

$$TM/H = 88.38$$

$$kWh/TM = 2.1040$$

3.- Work index operacional.

3.1.- Molino Primario

$$W. \text{ index} = (\text{kWh/TM})/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 18.6643$$

3.2.- Molino Secundario

$$W. \text{ index} = (\text{kWh/TM})/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 42.6107$$

3.3.- Molino Terciario

$$W. \text{ index} = (\text{kWh/TM})/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 24.1099$$

4.- Tamaño máximo de la carga molturante.

4.1.- Molino de ejes Marcy 9 x 12

$$D_r = 14.2 \times F_{80}^{0.25} \times Wi^{0.408} \times (D \times C_o)^{-0.386}$$

$$D_r = 14.2 \times 11270^{0.25} \times 18.6643^{0.408} \times (2.74 \times 20)^{-0.386}$$

$$D_r = 95.1 \text{ mm (3.7 pulgadas)}$$

4.2.- Molino de ejes Denver 6 x 12

$$D_r = 14.2 \times F_{80}^{0.25} \times Wi^{0.408} \times (D \times C_o)^{-0.386}$$

$$D_r = 14.2 \times 1200^{0.25} \times 42.1099^{0.408} \times (1.83 \times 25)^{-0.386}$$

$$D_r = 81.2 \text{ mm (3.2 pulgadas)}$$

4.3.- Molino de bolas Marcy 8 x 6

$$D_b = 5.47 \times F_{80}^{0.291} \times Wi^{0.48} \times (C_o \times D)^{-0.257} \times (1 + CL/100)^{0.105}$$

$$D_b = 5.47 \times 8300^{0.291} \times 24.1099^{0.48} \times (19.5 \times 2.44)^{-0.257} \times (1 + 111.84/100)^{0.105}$$

$$D_b = 56.8 \text{ mm (2.2 pulgadas)}$$

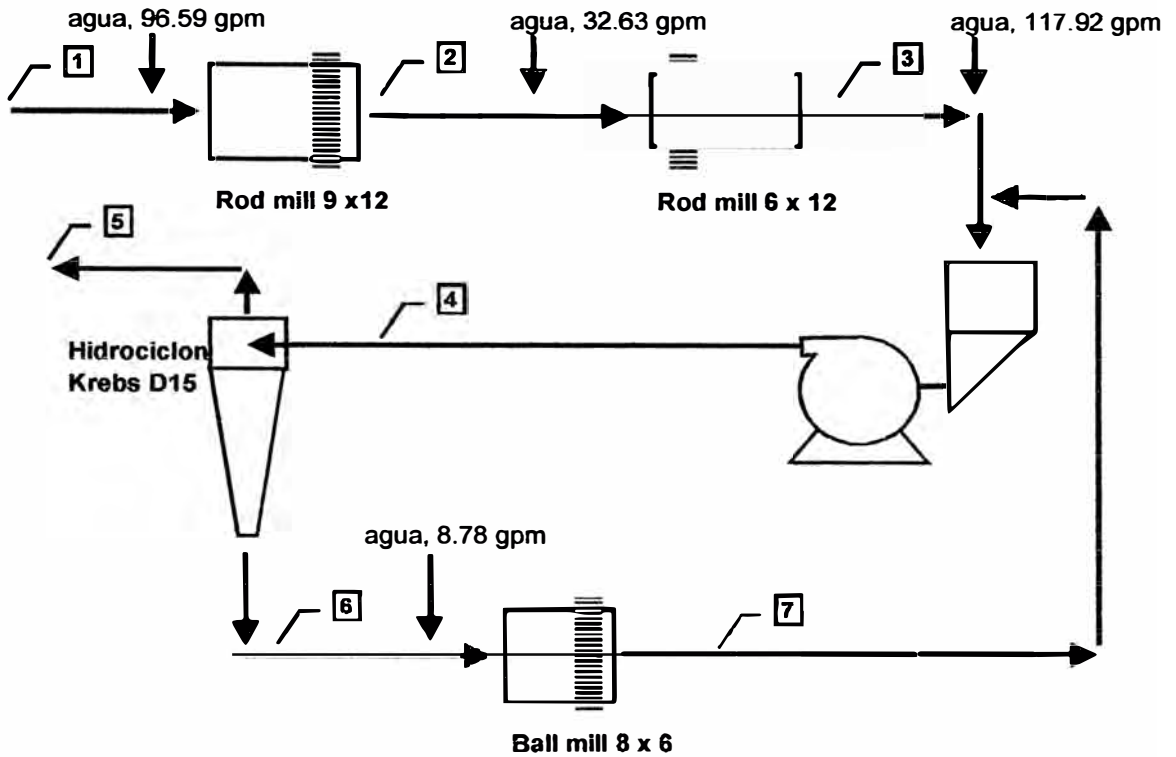
PERFORMANCE DEL HIDROCICLON KREBS D15

% de carga circulante	= 111.81%
Tamaño de separación,	D ₅₀ actual = 165 micrones
	Corregida = 735 micrones
Eficiencia de gruesos	= 63.14 %
Eficiencia de finos	= 62.60 %
Eficiencia de clasificación	= 39.52 %
Corto circuito	= 30.63 %
Imperfección	= N.D.

ESPECIFICACIONES TECNICAS:

Diámetro	= 15 pulgadas.
Area de entrada	= 21 pulg ²
Vortex	= 5.5 x 12 pulgadas
Diámetro del apex	= 3 pulgadas
Presión de trabajo	= 11 psi

FLWSHEET BALANCEADO



Punto	TMSPH	% sólidos	Sp. Gr	Dens, gpl	gpm, agua	gpm, pulpa
1	79.02	96.84	2.97		10.91	
2	79.02	83.14	2.95	2220	70.58	188.53
3	79.02	77.12	2.95	2040	103.21	221.16
4	167.38	68.98	3.03	1860	331.44	574.51
5	79.02	60.21	2.97	1670	229.91	347.07
6	88.36	79.30	3.09	2160	101.53	227.44
7	88.36	77.91	3.09	2110	110.31	236.22

CARACTERISTICAS TECNICAS DE LOS MOLINOS DEL CIRCUITO

	Mol. Primario	Mol. Secundario	Mol. Terciario
Marca	Marcy	Marcy	Comesa
Tamaño	9 x 12	6' x 12'	8 x 6
Tipo de descarga	Rebose	rebose	parrilla
sentido de rotacion	horario	horario	antihorario
velocidad, rpm	20	25	19.5
% de vel. Crítica	78.1	79.7	71.8
revestimiento	fierro	fierro	caucho
carga molturante	ejes 3"	ejes 3"	bolas 2 "
Hp, motor	500	250	250
voltaje	2200	2200	2200
Amp. Nominal		62.5	68
Amp. Trabajo	90	60	61
Factor de potencia	0.8	0.8	0.8

Fig. 86.- Circuito N° 2 de molienda-clasificación

II.G.2.3.- CIRCUITO N° 3:

El circuito representado en el flowsheet respectivo (Figura 87), se hizo operativo a partir del año 1994, y los datos presentados corresponden al muestreo efectuado el 18 de noviembre de 1998, durante 12 horas de operación continua y estable.

En este circuito completo, para el ajuste de datos de la distribución granulométrica se ha usado el modelo de cálculo expuesto en el ejemplo N° 3, página 158; los resultados del ajuste de datos de distribución granulométrica y curva Tromp de los hidrociclones se muestran en el Apéndice V.4.3.

Luego de realizar los ajustes de distribución granulométrica y de flujos másicos, como en los casos anteriores, se procede a los cálculos de clasificación, para la determinación de los parámetros de tamaño de corte y eficiencia.

De los resultados de los cálculos puede concluirse:

- el diámetro calculado de los ejes de molienda es 3.5 pulgadas.
- el diámetro calculado de las bolas para el molino secundario Dominion es 2.7 pulgadas.
- la relación de reducción en el molino primario es 7.11 y en el molino secundario se halla en 2.43
- los valores del work index operativo para ambos molinos se hallan bastante próximos y en valores relativamente bajos.
- para el hidrociclón primario, la eficiencia de clasificación (48.74 %) es relativamente baja, influenciado por la baja eficiencia de clasificación de finos, lo cual se aprecia al examinar la curva tromp de la Figura 104; así mismo, el valor del corto circuito es bastante alto, 42.25%, indicado que un alto porcentaje de finos se fuga al underflow.
- el tamaño de corte D_{50} del hidrociclón primario es 250 micrones, valor aceptable para la distribución granulométrica requerida en el overflow.

- para el hidrociclón secundario, la eficiencia de clasificación (46.23 %) es relativamente baja, influenciado por la baja eficiencia de clasificación de finos, lo cual se aprecia al examinar la curva tromp de la Figura 106; así mismo, el valor del corto circuito es 34.69%, algo mejor respecto a la clasificación primaria, pero indicando que un alto porcentaje de finos se fuga al underflow.
- el porcentaje de carga circulante es 142.10%
- el tamaño de corte D_{50} del hidrociclón secundario es 145 micrones, valor aceptable para la distribución granulométrica requerida en el overflow secundario alimentado a flotación

PERFORMANCE DEL CIRCUITO DE MOLIENDA

1.- Evaluación de la molienda:

	F_{80}	P_{80}	Ratio de reducción
Molino Marcy 9 x 12	11890	1670	7.11
Molino Dominion 11.5 x 10	1580	650	2.43

2.- Evaluación energética:

2.1.- Molino Primario 9 x 12

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = \sqrt{3} \times 0.8 \times 95 \times 2200$$

$$kW = 289.60$$

$$TM/H = 120.96$$

$$KWH/TM = 2.3942$$

2.2.- Molino Dominion 11.5 x 10

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = \sqrt{3} \times 0.8 \times 140 \times 2300$$

$$kW = 462.11$$

$$TM/H = 181.19$$

$$KWh/TM = 2.4625$$

3.- Work index operacional.

3.1.- Molino Primario

$$W. \text{ index} = (kWh/TM)/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 15.5223$$

3.2.- Molino Dominion

$$W. \text{ index} = (kWh/TM)/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 17.5072$$

4.- Tamaño máximo de la carga molturante.

4.1.- Molino de ejes Marcy 9 x 12

$$D_r = 14.2 \times F_{80}^{0.25} \times W_i^{0.408} \times (D \times C_o)^{-0.386}$$

$$D_r = 14.2 \times 11830^{0.25} \times 15.5223^{0.408} \times (2.74 \times 20)^{-0.386}$$

$$D_r = 89.4 \text{ mm (3.5 pulgadas)}$$

4.2.- Molino de bolas Dominion 11.5 x 10

$$D_b = 5.47 \times F_{80}^{0.291} \times W_i^{0.48} \times (C_o \times D)^{-0.257} \times (1 + CL/100)^{0.105}$$

$$D_b = 5.47 \times 1580^{0.291} \times 17.5072^{0.48} \times (18 \times 3.50)^{-0.257} \times (1 + 142.10/100)^{0.105}$$

$$D_b = 69.7 \text{ mm (2.7 pulgadas)}$$

PERFORMANCE DEL HIDROCICLON PRIMARIO KREBS D15

Relación descarga/rebose	= 162.27 %
Tamaño de separación,	D_{50} actual = 253 micrones
	corregida = 860 micrones
Eficiencia de gruesos	= 76.71 %
Eficiencia de finos	= 63.54 %
Eficiencia de clasificación	= 48.74 %
Corto circuito	= 42.25 %
Imperfección	= N.D.

ESPECIFICACIONES TECNICAS:

Diámetro	= 15 pulgadas.
Area de entrada	= 21 pulg ²
Vortex	= 6 x 12 pulgadas
Diámetro del apex	= 3.5 pulgadas
Presión de trabajo	= 12 psi

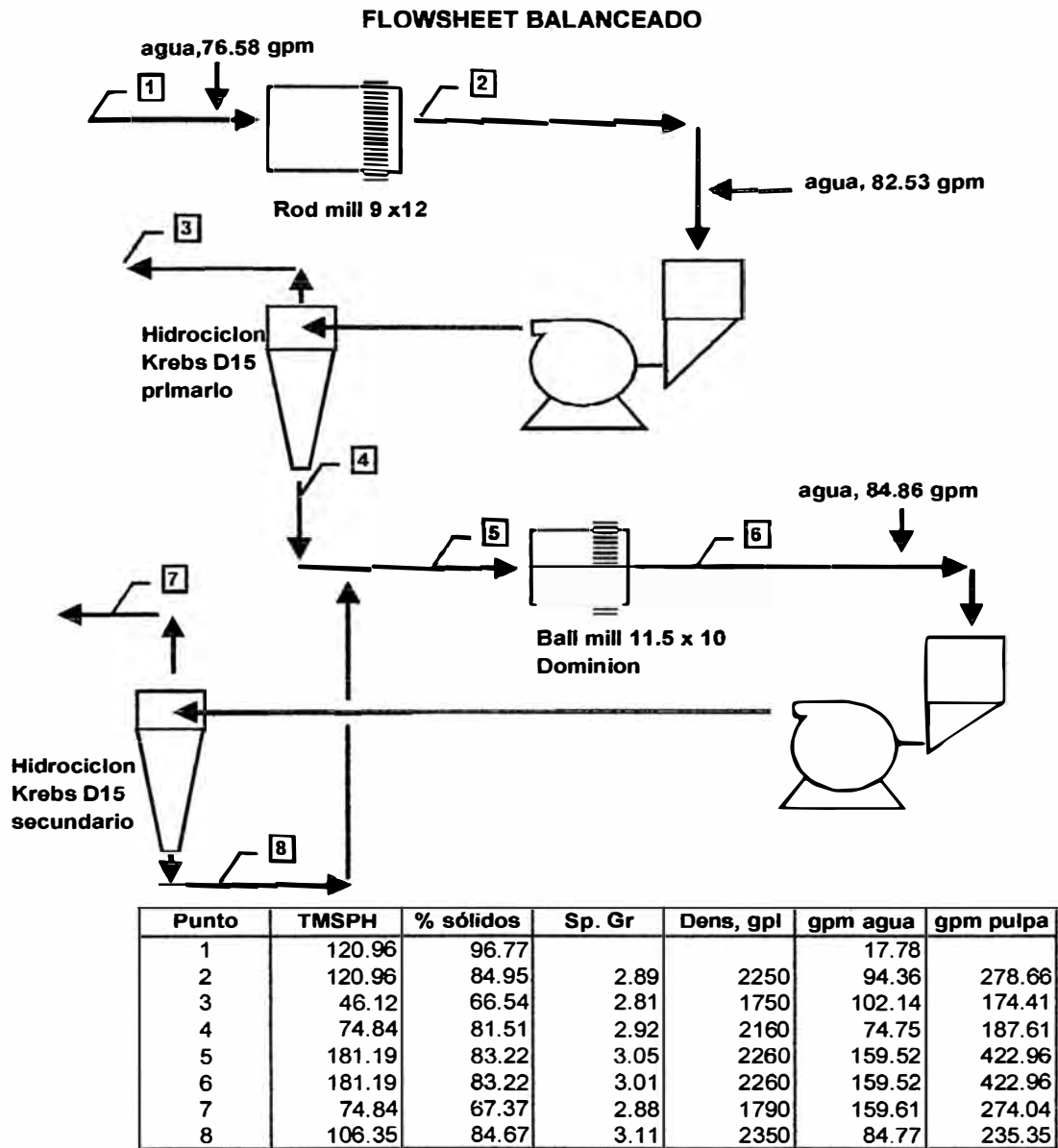
PERFORMANCE DEL HIDROCICLON SECUNDARIO KREBS D15

% de carga circulante	= 142.10%
-----------------------	-----------

Tamaño de separación,	D_{50} actual = 145 micrones
	corregida = 345 micrones
Eficiencia de gruesos	= 71.94 %
Eficiencia de finos	= 64.26 %
Eficiencia de clasificación	= 46.23 %
Corto circuito	= 34.69 %
Imperfección	= N.D.

ESPECIFICACIONES TECNICAS:

Diámetro	= 15 pulgadas.
Area de entrada	= 21 pulg ²
Vortex	= 6 x 12 pulgadas
Diámetro del apex	= 3 pulgadas
Presión de trabajo	= 12 psi



CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE LOS MOLINOS DEL CIRCUITO

	Mol. Primario	Mol. Secundario
Marca	Marcy	Dominion
Tamaño	9 x 12	11.5 x 10
Tipo de descarga	Rebose	rebose
sentido de rotacion	horario	horario
velocidad, rpm	20	18
% de vel. Crítica	78.1	79.47
revestimiento	ferro	caucho
carga molturante	ejes 3"	bolas 2.5 "
Hp, motor	500	600
voltaje	2200	2300
Amp. Nominal		150
Amp. Trabajo	95	145
Factor de potencia	0.8	0.8

Fig. 87.- Circuito N° 3 de molienda-clasificación

II.G..2.4.- CIRCUITO N° 4:

Corresponde al muestreo efectuado en la fecha 1ro de abril de 1999, trabajando el molino primario 9'x12' ya con ejes de 3.5 pulgadas de diámetro (Figura 88). La granulometría de la alimentación al molino primario es relativamente mas fina comparada al muestreo anterior. Se pueden apuntar los siguientes comentarios respecto a los cálculos de las páginas 190 a 192:

- para el molino primario Marcy 9'x12', el diámetro de ejes de molienda debe ser 3.3 pulgadas, como lo demuestran los cálculos.
- para el molino secundario Dominion 11.5'x10', el diámetro de bolas de molienda es 2.6 pulgadas.
- los valores del work index para la molienda primaria y secundaria se hallan en valores próximos entre sí y relativamente bajos (15.52 y 17.51 Kwh/TM respectivamente).
- la relación de reducción en el molino primario es 4.73 y en el molino secundario se halla en 2.69.
- en la clasificación primaria el tamaño de corte D_{50} es 315 micrones (Figura 112); la eficiencia respectiva posee un valor bajo e igual a 44.67%, debido al valor de la clasificación de finos (60.25%)
- en la clasificación secundaria el tamaño de corte D_{50} es 145 micrones (Figura 114); la eficiencia global es también baja e igual a 42.25%.

PERFORMANCE DEL CIRCUITO DE MOLIENDA

1.- Evaluación de la molienda:

	F_{80}	P_{80}	Ratio de reducción
Molino Marcy 9 x 12	7330	1550	4.73
Molino Dominion 11.5 x 10	1450	540	2.69

2.- Evaluación energética:

2.1.- Molino Primario 9 x 12

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = \sqrt{3} \times 0.8 \times 95 \times 2200$$

$$Kw = 289.60$$

$$TM/H = 119.73$$

$$kWh/TM = 2.4188$$

2.2.- Molino Dominion 11.5 x 10

$$kW = \sqrt{3} \times \cos\theta \times I \times V$$

$$kW = \sqrt{3} \times 0.8 \times 145 \times 2300$$

$$kW = 462.11$$

$$TM/H = 161.57$$

$$kWh/TM = 2.8061$$

3.- Work index operacional.

3.1.- Molino Primario

$$W. \text{ index} = (kWh/TM)/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 17.6299$$

3.2.- Molino Dominion

$$W. \text{ index} = (kWh/TM)/10 \times (1/\sqrt{P_{80}} - 1/\sqrt{F_{80}})$$

$$W. \text{ index} = 17.0530$$

4.- Tamaño máximo de la carga molturante.

4.1.- Molino de ejes Marcy 9 x 12

$$D_r = 14.2 \times F_{80}^{0.25} \times W_i^{0.408} \times (D \times C_o)^{-0.386}$$

$$D_r = 14.2 \times 7330^{0.25} \times 17.6299^{0.408} \times (2.74 \times 20)^{-0.386}$$

$$D_r = 83.5 \text{ mm (3.3 pulg.)}$$

4.2.- Molino de bolas Dominion 11.5 x 10

$$D_b = 5.47 \times F_{80}^{0.291} \times W_i^{0.48} \times (C_o \times D)^{-0.257} \times (1 + CL/100)^{0.105}$$

$$D_b = 5.47 \times 1450^{0.291} \times 17.0530^{0.48} \times (18 \times 3.50)^{-0.257} \times (1 + 130.54/100)^{0.105}$$

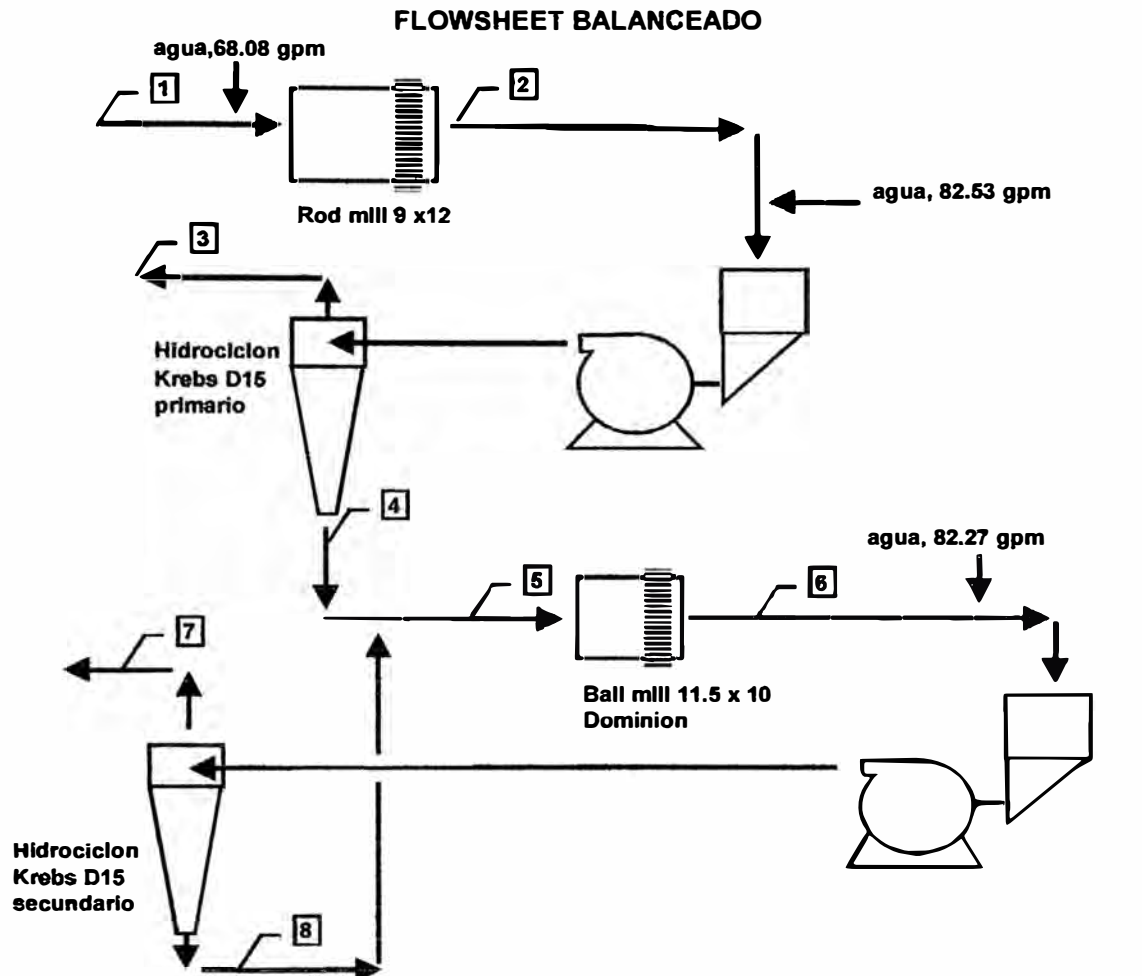
$$D_b = 66.8 \text{ mm (2.6 pulg.)}$$

PERFORMANCE DEL HIDROCICLON PRIMARIO KREBS D15

Relación descarga/rebose	= 141.17%
Tamaño de separación,	D_{50} actual = 315 micrones
	corregida = 900 micrones
Eficiencia de gruesos	= 74.15 %
Eficiencia de finos	= 60.25 %
Eficiencia de clasificación	= 44.67 %
Corto circuito	= 33.33%
Imperfección	= N.D.

ESPECIFICACIONES TECNICAS:

Diámetro	= 15 pulgadas.
Area de entrada	= 21 pulg ²
Vortex	= 6 x 12 pulgadas
Diámetro del apex	= 3.5 pulgadas
Presión de trabajo	= 12 psi



Punto	TMSPH	% sólidos	Sp. Gr	Dens, gpl	gpm agua	gpm pulpa
1	119.73	96.56			18.78	
2	119.73	83.22	3.03	2260	106.33	280.34
3	49.65	67.13	2.88	1780	107.05	182.96
4	70.09	82.09	2.98	2200	67.31	170.87
5	161.57	81.39	3.09	2220	162.62	393.26
6	161.57	81.39	3.09	2220	162.62	393.26
7	70.09	67.35	2.98	1810	149.58	253.15
8	91.49	80.87	3.17	2240	95.31	222.39

CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS DE LOS MOLINOS DEL CIRCUITO

	Mol. Primario	Mol. Secundario
Marca	Marcy	Dominion
Tamaño	9 x12	11.5 x 10
Tipo de descarga	Rebose	rebose
sentido de rotacion	horario	horario
velocidad, rpm	20	18
% de vel. Crítica	78.1	79.47
revestimiento	fierro	caucho
carga molturante	ejes 3 1/2"	bolas 2.5 "
Hp, motor	500	600
voltaje	2200	2300
Amp. Nominal		150
Amp. Trabajo	95	145
Factor de potencia	0.8	0.8

Fig. 88.- Circuito N° 4 de molienda-clasificación

II.H.- DETERMINACION DE LA PERFORMANCE.

La performance metalúrgica se evalúa mediante un balance de masa (metalúrgico) total de la planta, que contempla el mineral que ingresa y los análisis químicos de las corrientes que ingresan y salen del proceso, a saber, el mineral alimentado y los concentrados bulk, concentrado de zinc y relave. De gran valor para el caso de plantas de procesamiento, son los valores del porcentaje de recuperación de un metal dado en el concentrado respectivo y el denominado “ratio de concentración”.

Los balances metalúrgicos son usados para computar la producción de concentrados; las fórmulas se basan en análisis de muestras, y los resultados de los cálculos son generalmente exactos – tan exactos como el muestreo, análisis y tonelaje del mineral alimentado sobre el cual ellos dependen.

A continuación se hace una breve discusión de la determinación del balance metalúrgico.

II.H.1.- FORMULA DE DOS PRODUCTOS.

El caso mas simple es aquel en el cual solo dos productos (concentrado y relave) son obtenidos a partir de una alimentación dada. Si F , C , y T son los tonelajes de la alimentación, concentrado, y relave respectivamente; K , el ratio de concentración (toneladas de mineral alimentadas para producir una tonelada de concentrado); y R , la recuperación del metal analizado, entonces:

$$C = F \cdot (f - t) / (c - t) = F / K$$

$$T = F - C$$

$$K = (c - t) / (f - t) = F / C$$

$$R = 100 \cdot c / (k \cdot f)$$

La distribución de elementos para este balance de masa se muestra en la Tabla 16.

Tabla N° 16.- Balance para la fórmula de los dos productos

	T.M.	% metal	% RECUPERACION
MINERAL	F	.f	100
CONCENTRADO	C	.c	R
RELAVE	T	.t	100-R

Ejemplo 4:

A partir de un mineral de 6.5% Pb, procesado a 300 TM/día (base seca), se produce un concentrado de plomo que ensaya 72.5% Pb, y un relave de 0.5% Pb.

Tabla N° 17.- Datos para el ejemplo 4

	T.M.	% Pb	% RECUPERACION
MINERAL	300	6.5	100.00
CONCENTRADO	C	72.5	R
RELAVE	T	0.5	100-R

Por fórmulas:

$$K = (72.5 - 0.5) / (6.5 - 0.5) = 12$$

$$C = F / K = 25 \text{ TM (concentrado de plomo)}$$

$$T = F - C = 75 \text{ TM}$$

$$R = (100 * 72.5) / (12 * 6.5) = 92.9 \% \text{ del plomo}$$

II.H.2.- FORMULA DE TRES PRODUCTOS.

Cuando una alimentación conteniendo, digamos, el metal "l" y "z", es dividido en tres productos, un concentrado rico en metal "l", otro concentrado rico en metal "z", y un relave razonablemente bajo en ambos metales "l" y "z", varias fórmulas en términos de los análisis de estos dos metales y el tonelaje de alimentación pueden ser usadas para obtener el ratio de concentración, los pesos de los tres productos, y las recuperaciones de los metales "l" y "z" en sus concentrados. Por simplificación en la siguiente notación, se considerará un mineral de

plomo-zinc a partir del cual se produce un concentrado de plomo y un concentrado de zinc:

Tabla 18.- Balance para la fórmula de los tres productos

COMPONENTES	PESO	% Pb	% Zn	%RECUP. Zn	%RECUP. Pb
MINERAL	F	.l ₁	.z ₁	100	100
CONCENTRADO PLOMO	L	.l ₂	.z ₂	R ₁	
CONCENTRADO DE ZINC	Z	.l ₃	.z ₃		R ₂
RELAVE	T	.l ₄	.z ₄		

R₁ y R₂ son las recuperaciones de plomo y zinc, respectivamente, en los concentrados correspondientes, y K₁ y K₂ son los ratios de concentración de los dos concentrados; luego:

$$L = F \frac{(l_1 - l_4)(z_3 - z_4) - (z_1 - z_4)(l_3 - l_4)}{(l_2 - l_4)(z_3 - z_4) - (z_2 - z_4)(l_3 - l_4)}$$

$$Z = F \frac{(l_2 - l_4)(z_1 - z_4) - (l_1 - l_4)(z_2 - z_4)}{(l_2 - l_4)(z_3 - z_4) - (z_2 - z_4)(l_3 - l_4)}$$

$$R_1 = 100 \frac{Lz_1}{Fz_1}$$

$$R_2 = 100 \frac{Zz_3}{Fz_3}$$

$$K_1 = F/L$$

$$K_2 = F/Z$$

Existen otras formas de las fórmulas arriba indicadas que son igualmente útiles, pero las indicadas satisfacen la mayoría de los requerimientos.

Ejemplo 5:**Tabla 19.- Datos para el ejemplo 5**

COMPONENTES	T.M.	% Pb	% Zn	% REC. Pb	% REC. Zn
MINERAL	600	6.2	8.2	100	100
CONCENTRADO PLOMO	L	71.8	6.4	R _i	
CONCENTRADO ZINC	Z	1.4	57.8		R _z
RELAVE	T	0.3	0.8		

Luego:

$$L = 600 \frac{(5.9 \times 5.7) - (7.4 \times 1.1)}{(71.5 \times 57.0) - (5.6 \times 1.1)} = 48.4 \text{ TM}$$

$$Z = 600 \frac{(71.5 \times 7.4) - (5.9 \times 5.6)}{(71.5 \times 57.0) - (5.6 \times 1.1)} = 73.1 \text{ TM}$$

$$R_l = 100 \frac{48.4 \times 71.8}{600 \times 6.2} = 93.4\%$$

$$R_z = 100 \frac{73.1 \times 57.8}{600 \times 8.2} = 85.9\%$$

$$K_l = \frac{600}{48.4} = 12.4$$

$$K_z = \frac{600}{73.1} = 8.2$$

La fórmula de tres productos tiene ciertas limitaciones. De los tres productos involucrados, dos deben ser concentrados de diferentes metales. Considere el ejemplo de la Tabla 17 (el mismo que el anterior, con el análisis de plata añadido).

Tabla 20.- Ejemplo modificado

COMPONENTES	Oz/TM Ag	% Pb	%Zn
MINERAL	8.0	6.2	8.2
CONCENTRADO DE PLOMO	80.0	71.8	6.4
CONCENTRADO DE ZINC	2.75	1.4	57.8
RELAVE	1.52	0.3	0.8

En este ejemplo, la fórmula dará resultados aceptables cuando los análisis de plomo y zinc o los análisis de plata y zinc sean usados, pero no serán aceptables si los análisis de plata y plomo son usados. La razón de esto es que no hay concentración de plata o plomo en el segundo concentrado (el de zinc).

Ambos métodos de cálculo expuestos se resuelven por métodos algebraicos; sin embargo, es más práctico hacer la solución mediante el uso de una hoja de cálculo, como es nuestro caso.

II.H.3.- BALANCE METALURGICO.

En nuestro caso, guiándonos del esquema de la Figura 89, disponemos de tres productos: dos concentrados y el relave final. El balance metalúrgico se desarrolla en una hoja de cálculo Excel y reporta lo siguiente:

- toneladas métricas secas (TMS) de mineral, concentrados y relave final
- % de distribución de cada uno de los componentes del procesamiento: mineral, concentrado bulk, concentrado zinc y relave final.
- % de distribución de cada metal en cada uno de los componentes (mineral, concentrados y relave); los porcentajes de cada metal en su concentrado respectivo son las recuperaciones.

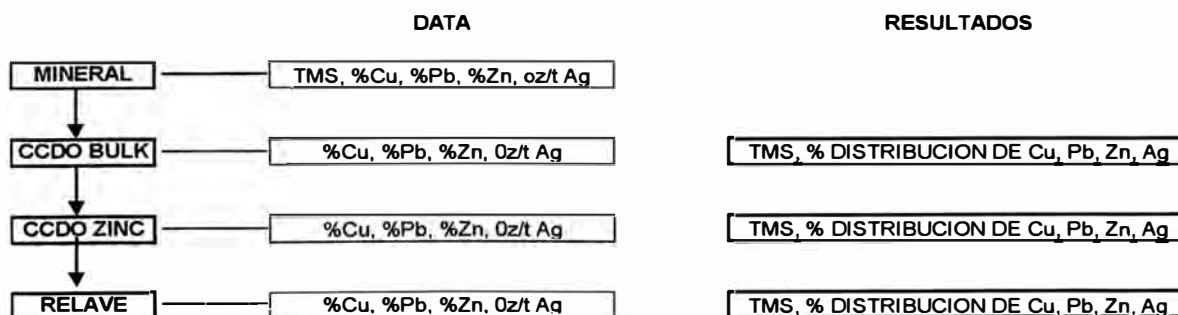


Fig. 89.- Relación de datos y resultados para un balance metalúrgico

Para los cálculos del balance metalúrgico, sólo se consideran los ensayos químicos de los metales plomo y zinc, por ser los de mayor injerencia en los concentrados respectivos y poseer menor posibilidad de introducir errores en los cálculos dados sus valores de ensayos relativamente mayores, mientras que los ensayos de cobre y plomo sirven para verificar la precisión del balance al ser empleadas en el cálculo de la cabeza teórica (método de los tres productos).

Los balances metalúrgicos son comparados con los objetivos, lo cual indica de forma cuantitativa los avances de la producción y calidad de la producción.

A continuación se muestran los balances metalúrgicos de los años 1997 (Tabla 21), 1998 (Tabla 22) y 1999 (Tabla 23) determinados en base al método de los tres productos, observándose la concordancia entre los valores de la cabeza calculada y cabeza real.

**EMPRESA MINERA YAULIYACU
CONCENTRADORA CASAPALCA
Tabla 18.- BALANCE METALURGICO - 1997**

Fecha		ANO 1997		ENSAYES				RECUPERACIONES			
PRODUCTO	TMS	% PESO	%Cu	%Pb	%Zn	Ag OZ/t	Cu	Pb	Zn	Ag	
CABEZA	776,633	100.00	0.33	1.18	3.12	4.88	100.00	100.00	100.00	100.00	
CONC.BULK	18,343	2.36	10.24	41.42	8.19	164.06	73.31	82.90	6.20	79.41	
CONC. ZINC	35,066	4.52	0.96	0.90	59.64	6.62	13.14	3.44	86.31	6.13	
RELAVE	723,225	93.12	0.05	0.17	0.25	0.76	13.55	13.65	7.49	14.47	
Cab. Calc.	776,633	100.00	0.33	1.18	3.12	4.88	100.00	100.00	100.00	100.00	

**EMPRESA MINERA YAULIYACU
CONCENTRADORA CASAPALCA
Tabla 19.- BALANCE METALURGICO - 1998**

Fecha		ANO 1998		ENSAYES				RECUPERACIONES			
PRODUCTO	TMS	% PESO	%Cu	%Pb	%Zn	Ag oz/t	Cu	Pb	Zn	Ag	
CABEZA	801,420	100.00	0.32	1.00	3.25	4.81	100.00	100.00	100.00	100.00	
CONC.BULK	15,938	1.99	11.46	38.99	8.12	183.34	71.15	77.54	4.97	75.76	
CONC. ZINC	38,591	4.82	0.99	0.89	58.74	7.49	14.88	4.29	87.03	7.49	
RELAVE	746,891	93.20	0.05	0.20	0.28	0.87	13.97	18.17	8.00	16.75	
Cab. Calc.	801,420	100.00	0.32	1.00	3.25	4.81	100.00	100.00	100.00	100.00	

**EMPRESA MINERA YAULIYACU
CONCENTRADORA CASAPALCA
Tabla 20.- BALANCE METALURGICO - 1999**

Fecha		ANO 1999		ENSAYES				RECUPERACIONES			
PRODUCTO	TMS	% PESO	%Cu	%Pb	%Zn	Ag OZ/t	Cu	Pb	Zn	Ag	
CABEZA	954,845	100.00	0.30	1.11	3.54	4.54	100.00	100.00	100.00	100.00	
CONC.BULK	19,407	2.03	10.27	43.60	8.68	170.09	67.51	79.84	4.98	76.31	
CONC. ZINC	50,680	5.31	1.02	0.90	57.96	6.78	17.51	4.30	86.90	7.94	
RELAVE	884,757	92.66	0.05	0.19	0.31	0.77	14.98	15.86	8.11	15.75	
Cab. Calc.	954,845	100.00	0.31	1.11	3.54	4.53	100.00	100.00	100.00	100.00	

II.I.- EVALUACIONES ECONOMICAS.

Los ingresos que obtiene la industria del procesamiento de minerales provienen únicamente de la venta de sus productos: los concentrados.

Esta venta se realiza dentro de los lineamientos específicos que engloban:

- la tendencia mundial en el mercado de concentrados
- la negociación que productores y consumidores (clientes) realizan para ponerse de acuerdo en determinados aspectos del marco mundial (denominado “condiciones de mercado”) que propugnen ciertas formas de beneficio mutuo: duración del contrato (frames), volúmenes pactados, lugar de entrega (FOB, CIF), formas de pago, costos de tratamiento (treatment charges), costos de refinación (refining charges), penalidades, etc., mecanismos que permitirán asegurar la seriedad y fiel cumplimiento por ambas partes.

Para las transacciones de concentrados y metales refinados, las bolsas que cotizan precios de metales refinados son el LME y COMEX:

(a) LME (London Metal Exchange)

Cotiza el cobre: LME Settlement; el plomo: LME Settlement; el zinc: LSHG Settlement (London Special High Grade); el oro: LGF (London Gold Final) y la plata para concentrados de zinc LS USEequiv. (London Spot US Equivalent).

(b) COMEX (New York).

Cotiza la plata: H&H (Handy & Harmann).

II.I.1.-VALORIZACION DE CONCENTRADOS.

La valorización de los concentrados sigue modelos particulares para cada tipo de producto y es el resultado de las negociaciones entre la Planta Concentradora y el cliente (contratos).

Cada modelo está conformado por dos partes: ingreso por contenidos de metales pagaderos y las deducciones. La diferencia entre

ambos determina el valor unitario del concentrado, en dólares americanos.

Una fundición de fabricación especial es aquella que compra concentrados y los funde (reduce) a metal comercial. El precio pagado por el fundidor depende primordialmente del precio del metal en el mercado. Se hacen deducciones basadas en todos los costos que intervienen en los procesos de fundición (incluso las pérdidas de fundición), y se aplican penalizaciones por componentes del concentrado que obren en detrimento del proceso de fundición.

El método de fundición determina cuales metales pueden recuperarse, y en consecuencia cuales créditos pueden pagarse, mientras que el método y su eficiencia determinan que cantidad de metal puede recuperarse del concentrado, y en consecuencia el alcance de las deducciones que han de hacerse a los pagos. El cargo de tratamiento rara vez es fijo; por el contrario, está ligado al precio del metal, así como a los costos de mano de obra y combustibles. Los elementos penalizados normalmente se determinan después de haber analizado una muestra del concentrado.

En términos generales, veremos las características de ambas partes.

(a) Ingreso neto por contenidos pagaderos.

Los modelos de valorización varían de acuerdo a los contratos hechos respecto a los pagos a realizarse por los contenidos metálicos, y por lo común no son hechos de conocimiento; a continuación se hace una breve exposición.

Cobre:

Paga en el concentrado bulk para contenido mayor al 5%, el 65% de (ensaye -1.5%)

Plomo:

Paga en el concentrado bulk el 95% del ensaye, con una DM (deducción mínima) de 3%.

Plata:

Paga en el concentrado bulk el 95% del ensaye, con una DM de 50 gr..

En el concentrado de zinc, paga sólo para contenidos mayores a 4 onzas, el 60% del ensaye menos 4 (Oz).

Zinc:

En el concentrado de zinc tiene una deducción mínima (DM) de 8% al aplicarse la fórmula ensaye x 85%.

(b) Deducciones.**Maquila (treatment charges)**

Los cargos por tratamiento son productos de la negociación entre la Concentradora y la Fundición/Refinería, cambiando de acuerdo al precio de los metales y de contrato a contrato.

(c) Términos especiales.

- Precio base: Es el parámetro que se aplica para determinar la magnitud de los escaladores en la valorización de los concentrados de zinc.
- Escaladores: Es el monto que incrementa o disminuye la maquila cuando el precio del metal en el LME es superior o inferior al precio base.
- Costos de refinación y entrega: Son costos que se deducen directamente del valor CIF por concepto de refinar y entregar el metal refinado en puerto Europeo. Generalmente se aplica al cobre, plomo, plata y oro.

Como se indicó anteriormente, el concentrado es lo que se vende, y esto es lo que se obtiene de planta como resultado del gerenciamiento de las operaciones metalúrgicas en su conjunto, es decir, la optimización de las recuperaciones metalúrgicas, el control de los

desplazamientos, la calidad de los productos, las inversiones realizadas, el nivel de entrenamiento del personal, etc.

Si se considera que el valor económico de todo el proceso se mide en términos de “US dollar por cada tonelada de mineral” extraído y procesado, este valor se verá incrementado por factores tales como:

- El contenido metálico del mineral de cabeza.

Visto de este modo, interesa más las leyes de cabeza que el tonelaje extraído de la mina, por que el valor del concentrado es una función directa del contenido metálico pagadero.

- La calidad de los concentrados.

El grado del concentrado, o la calidad como se denomina en Planta al grado, define en una relación inversa el volumen de producción.

A mayor grado, menor volumen de producción y, por supuesto, menor pago global por concepto de maquilas.

- Contenido de impurezas.

El grado del concentrado está íntimamente relacionado con el contenido de impurezas tales como fierro, arsénico, antimonio, bismuto e insolubles (sílice y alúmina).

Por lo tanto, tienen doble efecto: afectan al grado y afectan al valor unitario del concentrado en función a las penalidades que propicien.

- Humedad del concentrado.

La humedad es un factor que no está siendo considerado en su verdadera magnitud, ya que implica penalidad, merma, exceso de manipuleo, consumo extra de energía en la fundición, etc.

A continuación, se indica la aplicación de la valorización a la producción de los años 1997, 1998 y 1999, usando los datos del balance metalúrgico y los valores promedios de los metales para los respectivos años.

Tabla 24.- VALORIZACION DE CONCENTRADOS - AÑO 1997

CONCENTRADO BULK

COTIZACIONES

Plomo LME : c/lb	28.31
Cobre LME "A": c/lb	103.22
Plata H & H : \$/Oz	4.88
Oro LGF : \$/Oz	331.00

VALOR PAGADERO	ENSAYE	DM	FACTOR	US \$	\$/tc
Plomo: %	41.42	3.00	0.95	217.53	
Cobre: %	10.24		0.65	117.28	
Plata: g/t	5,102.76	50.00	0.95	719.18	
Oro : g/t	0.00	1.50	0.95	0.00	
TOTAL VALOR PAGADERO					1,053.99

DEDUCCIONES

Maquila	160.00	US\$/t		145.15
Incremento	28.00			0.98
Refining expenses - Cu US\$0.30/lb pagable				34.09
Refining expenses - Ag US\$0.30/Oz pagable				44.21

PENALIDADES

ENSAYE	LIBRE,%	TARIFA	
Humedad : %	9.00	10.00	US\$3.00/1% 0.00
Arsenico : %	0.15	0.50	US\$25.00/1% 0.00
Antimonio: %	0.10	0.30	US\$20.00/1% 0.00
Bismuto : %	0.14	0.15	US\$250.00/1% 0.00
Alumina : %	0.59		
Cinc : %	8.19	4.00	US\$3,5/1% 14.67
Mercurio : ppm	45.00	50.00	US\$9.07/50ppm 0.00

TOTAL DEDUCCIONES

239.10

VALOR TOTAL.

				\$/tc	814.89
				\$/tm	898.448
Transporte a La Oroya		US\$10.0/TMh		10.99	
				\$/tm	887.46

CONCENTRADO DE ZINC

COTIZACIONES

Cinc LME SHG : c/lb	59.80
Plata LSPOT USEQUIV: US \$/Oz	4.88

VALOR PAGADERO	ENSAYE	D.M.	US\$	US \$/t
Cinc : %	59.64	85.00	668.33	
Plata : g/t	205.90	124.41	7.67	
TOTAL VALOR PAGADERO				676.00

DEDUCCIONES

Gastos de Tratamiento : US\$/t			193.50
Precio Base (1 000 US\$/t): c/lb	45.36		
Escaladores:			
Incremento, US\$/t-c/lb:	0.14	0.00	42.98
Disminucion, US\$/t-c/lb:	0.11	0.00	0.00
	0.00	0.00	0.00

PENALIDADES

Humedad : %	9.00		
Arsenico : (E - 0,20%)*US\$20,0/1%	0.06	0.35	0.00
Fierro : (E - 8,00%)*US\$ 2,0/1%	3.10	4.00	0.00
Silice : (E - 2,50%)*US\$ 2,0/1%	1.00	2.50	0.00
Ox.Magnes: (E - 0,25%)*US\$20,0/1%	0.11	0.25	0.00
Manganeso: (E - 0,40%)*US\$10,0/1%	0.08	0.40	0.00

TOTAL DEDUCCIONES

236.48

VALOR CIF AMBERES

439.52

SEGURO : 0,19% CIF	0.20		0.88
FLETE \$26,00/TMH	26.00		28.57
GASTOS DE EMBARQUE, \$7,50/TMH	7.50		8.24
VALOR FOB CALLAO: US\$/tm			401.83

Tabla 25.- VALORIZACION DE CONCENTRADOS - AÑO 1998

CONCENTRADO BULK

COTIZACIONES

Plomo LME : c/lb	23.98
Cobre LME "A": c/lb	75.02
Plata H & H : \$/Oz	5.53
Oro LGF : \$/Oz	294.00

VALOR PAGADERO	ENSAYE	DM	FACTOR	US \$	\$/tc
Plomo: %	38.99	3.00	0.95	172.61	
Cobre: %	11.46		0.65	97.14	
Plata: g/t	5,702.42	50.00	0.95	911.69	
Oro : g/t	0.00	1.50	0.95	0.00	
TOTAL VALOR PAGADERO					1,181.43

DEDUCCIONES

Maquila	160.00	US\$/t	145.15
Incremento	30.00		0.00
Refining expenses - Cu US\$0.30/lb pagable			38.84
Refining expenses - Ag US\$0,30/Oz pagable			49.46

PENALIDADES

	ENSAYE	LIBRE,%	TARIFA	
Humedad : %	9.00	10.00	US\$3.00/1%	0.00
Arsenico : %	0.15	0.50	US\$25.00/1%	0.00
Antimonio: %	0.10	0.30	US\$20.00/1%	0.00
Bismuto : %	0.14	0.15	US\$250.00/1%	0.00
Alumina : %	0.59			
Cinc : %	8.12	4.00	US\$3,5/1%	14.42
Mercurio : ppm	45.00	50.00	US\$9.07/50ppm	0.00

TOTAL DEDUCCIONES

247.87

VALOR TOTAL.

	\$/tc	933.56
	\$/tm	1029.28
Transporte a La Oroya	US\$10.0/TMh	10.99
	\$/tm	1,018.29

CONCENTRADO DE ZINC

COTIZACIONES

Cinc LME SHG : c/lb	46.47
Plata LSPOT USEQUIV: US \$/Oz	5.53

VALOR PAGADERO	ENSAYE	D.M.	US\$	US \$/t
Cinc : %	58.74	85.00	511.52	
Plata : g/t	232.96	124.41	11.58	
TOTAL VALOR PAGADERO				523.10

DEDUCCIONES

Gastos de Tratamiento : US\$/t			193.50
Precio Base (1 000 US\$/t): c/lb	45.36		
Escaladores:			
Incremento, US\$/t-c/lb:	0.14	0.00	3.31
Disminucion, US\$/t-c/lb:	0.11	0.00	(28.93)
	0.00	0.00	0.00

PENALIDADES

Humedad : %	9.00		
Arsenico : (E - 0,20%)*US\$20,0/1%	0.06	0.35	0.00
Fierro : (E - 8,00%)*US\$ 2,0/1%	3.10	4.00	0.00
Silice : (E - 2,50%)*US\$ 2,0/1%	1.00	2.50	0.00
Ox.Magnes: (E - 0,25%)*US\$20,0/1%	0.11	0.25	0.00
Manganeso: (E - 0,40%)*US\$10,0/1%	0.08	0.40	0.00

TOTAL DEDUCCIONES

167.88

VALOR CIF

355.22

SEGURO : 0,19% CIF	0.20	0.71
FLETE \$26,00/TMH	26.00	28.57
GASTOS DE EMBARQUE, \$7,50/TMH	7.50	8.24
VALOR FOB CALLAO: US\$/tm		317.70

Tabla 26.- VALORIZACION DE CONCENTRADOS - AÑO 1999

CONCENTRADO BULK

COTIZACIONES

Plomo LME : c/lb	22.80
Cobre LME "A": c/lb	71.34
Plata H & H : \$/Oz	5.25
Oro LGF : \$/Oz	278.77

VALOR PAGADERO

ENSAYE	DM	FACTOR	US \$	\$/tc
Plomo: %	43.60	3.00	0.95	185.14
Cobre: %	10.27		0.65	81.33
Plata: g/t	5,290.31	50.00	0.95	802.42
Oro : g/t	0.00	1.50	0.95	0.00

TOTAL VALOR PAGADERO

1,068.89

DEDUCCIONES

Maquila	230.00	US\$/t	208.65
Incremento	27.00		0.00
Refining expenses - Cu	US\$0.30/lb pagable		34.20
Refining expenses - Ag	US\$0,30/Oz pagable		45.85

PENALIDADES

ENSAYE	LIBRE,%	TARIFA	
Humedad : %	9.00	10.00	US\$3.00/1% 0.00
Arsenico : %	0.15	0.50	US\$15.0/1% 0.00
Antimonio: %	0.10	0.30	US\$15.0/1% 0.00
Bismuto : %	0.14	0.15	US\$250/1% 0.00
Alumina : %	0.59		
Cinc : %	8.68	4.00	US\$3,5/1% 16.38
Mercurio : ppm	45.00	50.00	US\$9.07/50ppm 0.00

TOTAL DEDUCCIONES

305.09

VALOR TOTAL.

			\$/tc	763.81
			\$/tm	842.122
Transporte a La Oroya	US\$10.0/TMh		10.99	
			\$/tm	831.13

CONCENTRADO DE ZINC

COTIZACIONES

Cinc LME SHG : c/lb	48.82
Plata LSPOT USEQUIV: US \$/Oz	5.25

VALOR PAGADERO

ENSAYE	D.M.	US\$	US \$/t
Cinc : %	57.96	85.00	530.25
Plata : g/t	210.88	124.41	8.76

TOTAL VALOR PAGADERO

539.01

DEDUCCIONES

Gastos de Tratamiento : US\$/t			193.50
Precio Base (1 000 US\$/t): c/lb	45.36		
Escaladores:			
Incremento, US\$/t-c/lb:	0.14	0.00	10.30
Disminucion, US\$/t-c/lb:	0.11	0.00	(23.49)
	0.00	0.00	0.00

PENALIDADES

Humedad : %	9.00		
Arsenico : (E - 0,20%)*US\$20,0/1%	0.06	0.35	0.00
Fierro : (E - 8,00%)*US\$ 2,0/1%	3.06	4.00	0.00
Silice : (E - 2,50%)*US\$ 2,0/1%	1.00	2.50	0.00
Ox.Magnes: (E - 0,25%)*US\$20,0/1%	0.11	0.25	0.00
Manganeso: (E - 0,40%)*US\$10,0/1%	0.08	0.40	0.00

TOTAL DEDUCCIONES

180.31

VALOR CIF AMBERES

358.69

SEGURO : 0,19% CIF	0.20		0.72
FLETE \$26,00/TMH	26.00		28.57
GASTOS DE EMBARQUE, \$7,50/TMH	7.50		8.24
VALOR FOB CALLAO: US\$/tm			321.16

II.J.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

II.J.1. CONCLUSIONES

1.- Los cálculos realizados para el cálculo de los tamaños de recarga de los medios de molienda (bolas y ejes) indican que el tamaño apropiado para los ejes del molino primario de barras Marcy 9'x12' (molino primario) es de 3 ½ pulgadas de diámetro, y que para el molino de bolas Dominion 11 ½' x 10' (molino secundario) es de 2 ½ pulgadas de diámetro; con esta carga molturante para reposición, se mantiene una distribución granulométrica apropiada en el circuito de molienda-clasificación, que se conserva aún cuando se efectúa el cambio de ejes de 3 a 3 ½ pulgadas y varió la distribución granulométrica de la alimentación al molino primario, como se observa al comparar las figuras 100 y 108.

2.- El cambio del tamaño máximo de recarga para el molino primario de barras Marcy 9'x12' era necesario con anterioridad, como lo demuestran los cálculos respectivos efectuados en los circuitos N^o 1 y N^o 2 operativos entre 1992 y 1994, y el circuito N^o 3 operativo hasta noviembre de 1998, en donde se demandaba ejes con diámetro mayor a 3 pulgadas, que por entonces se hallaban en uso; luego de efectuar el cambio del tipo de ejes de molienda (Circuito N^o 4), se aprecia que los cálculos confirman la necesidad del cambio.

3.- Debido a que las condiciones de operación de los hidrociclones no se acercan a las establecidas en las Tablas y Gráficas estándar proporcionadas por los fabricantes, no es posible realizar una comparación entre los valores de operación y los valores de diseño; sin embargo, a partir de los valores de performance pueden extraerse conclusiones.

4.- La forma de las curvas Tromp de los hidrociclones en los circuitos 3 y 4 (Figuras 104, 105, 112 y 113) confirman que los hidrociclones actúan bajo el esquema de clasificación, como se reseña en la página 137; debido al valor de corto circuito relativamente alto (que refleja que una alta proporción de finos escapa por el underflow), la curva Tromp se

ve afectada de forma tal que no es posible calcular el valor de la imperfección definido en la página 134.

5.- La revisión del ajuste de datos por el método de Multiplicadores de Lagrange resumidos en las Tablas 40, 47, 55 y 65, en el Apéndice V.4., muestra una excelente correlación de los mismos en los cuatro circuitos en los cuales se ha aplicado este procedimiento, tal como se comprueba al observar las filas que contienen los valores de las sumatorias de cuadrados, varianza y desviación estándar de los datos de distribución granulométrica por cada malla; el método de ajuste de datos es una herramienta potente para el tratamiento de los análisis de mallas que sirve para el balance de masa en un circuito de molienda-clasificación, a partir del cual pueden derivarse varios análisis, como son los de distribución granulométrica y cálculos de los tamaños de recambio de los medios de molienda.

6.- La presencia de contaminantes en el concentrado final, afecta directamente en el valor económico del mismo, por lo que el Ingeniero de Procesos debe conocer en que nivel de constituyentes su producto (los concentrados) son económicamente aceptables. Puede apreciarse en las Tablas 24, 25 y 26 que los niveles de contaminantes como arsénico, mercurio, antimonio presentes en los concentrados, así como los niveles de humedad se hallan en los valores permitidos, gracias al nivel de control de proceso que se alcanza en la sección flotación y a la calidad de la materia prima usada (mineral), por lo que las penalizaciones son menores.

7.- Las cotizaciones internacionales afectan directamente en la valorización de los concentrados, aunque en este aspecto poco es lo que se puede hacer para influenciar a favor de nuestro mercado los precios de los metales, pues estos son regulados por los mercados internacionales.

II.J.2. RECOMENDACIONES.

1.- Para las condiciones de operación, debe mantenerse en el molino primario los ejes de 3 ½ pulgadas de diámetro, puesto que se obtiene menor consumo energético por tonelada procesada, lo cual se refleja en menores valores del work index operativo.

2.- Para mejorar la clasificación de los hidrociclones, reduciendo la proporción de finos en el underflow que origina la sobremolienda (producción de finos o “lamas”) debe aplicarse un esquema de clasificación doble, como el indicado en la Figura 68. La producción de finos (tamaños menores a la malla 400) da lugar a bajas recuperaciones de concentrados en la flotación.

3.- Para el mineral de Casapalca se ha determinado que la recuperación óptima en la primera sección de flotación (concentrado bulk) se halla bajo la malla 65 y sobre la malla 400 (210 – 38 micrones), con una distribución granulométrica de 80% pasando la malla 35. El circuito de molienda-clasificación por lo tanto debe enfatizar la reducción en el rango de partículas gruesas mientras se minimiza la producción de finos. Esto es mejor alcanzado con molinos de ejes y por clasificación en hidrociclones en etapas múltiples para remover los finos tan rápido como sea posible. En donde se requiera un molino de bolas para la molienda secundaria, el molino deberá ser de pequeña relación de aspecto (longitud/diámetro) y con una descarga de tipo de parrilla (o diafragma) para prevenir la retención en el molino y la potencial sobremolienda, condiciones que no se cumplen con el molino secundario Dominion (del tipo de rebose), por lo que se deberán hacer los ajustes necesarios, como la modificación del tipo de descarga.

III. COMENTARIOS FINALES.

El ejercicio de la profesión de Ingeniería Química en el área del Procesamiento de Minerales no está muy apartada de la orientación profesional, como podría pensarse.

Las operaciones y técnicas involucradas en el procesamiento de minerales y la flotación por espumas son familiares a la Ingeniería Química, teniendo la orientación básicamente hacia los sistemas sólido-sólido y líquido-sólido, los cuales normalmente no son homogéneos y no son tan fáciles de modelar.

Así tenemos que en el procesamiento de minerales, la reducción de tamaños está orientada hacia la obtención de una gama o distribución de tamaños de tamaños, más que a la obtención de un tamaño específico, normalmente perseguido en la industria química. También se requiere de operaciones de separación sólido líquido, con una orientación definida hacia el uso de espesadores de gran tamaño y de alto esfuerzo, y el uso de equipos de filtración, cuyo tipo está ya definido por las características del material tratado.

El conocimiento de química es esencial para interpretar y entender la acción de los reactivos químicos usados en la flotación y su efecto sobre los diferentes minerales que conforman el medio sólido-líquido (pulpa) de flotación.

Bajo estos conceptos, podrá entenderse que el profesional de Ingeniería Química podrá desempeñarse satisfactoriamente, respaldado no solo por los conocimientos adquiridos en las aulas y la experiencia pre-profesional, sino también por el interés que tenga en desempeñarse en un área tecnológica como es el procesamiento de minerales y flotación por espumas de amplia difusión en nuestro país, eminentemente minero, y el adquirir conocimientos nuevos relacionados a esta industria, como por ejemplo la mineralogía.

Si bien el nivel de automatización e instrumentación del proceso no es alto, ello no es impedimento para el desarrollo del proceso productivo, complejo de por sí, y el Ingeniero posee todo el conocimiento

y el criterio que son necesarios para mantener el control del proceso productivo en condiciones estables.

Aunque existen ciertos aspectos técnicos que están relacionados con el proceso productivo y en los cuales el Ingeniero Jefe de Guardia no está directamente involucrado, es necesario que se tenga el conocimiento al respecto; en este sentido podemos mencionar la importancia que tiene el conocimiento de los modelos de valorización de concentrados, en relación a la influencia de sus constituyentes y los términos aplicados para la valorización, los cuales escapan a la responsabilidad del Ingeniero Jefe de Guardia.

Finalmente, como herramienta de control de la performance del proceso productivo, se dispone del denominado Balance Metalúrgico, que no es más que un balance de masa global para contabilizar las entradas y salidas del proceso y que debe ser interpretado por el Supervisor para evaluar sus resultados.

IV.- BIBLIOGRAFIA

1. Arterburn, Richard A.. "The Sizing and Selection of Hydrocyclones". Krebs Engineers Document, 1965.
2. Badger, Walter L., Banchero, Julius T.. "Introduction to Chemical Engineering", McGraw Hill Book Company Inc.. New York, 1955, 753 páginas.
3. Blazy, Pierre. "El Beneficio de los Minerales". Editorial Rocas y Minerales, Madrid, 126 páginas.
4. Brown, George G.. "Operaciones Básicas de la Ingeniería Química". Manuel Marín & Cía. Editores, Barcelona, 1955, 629 páginas.
5. Besendorfer, Christian (Krebs Engineers). "Exert The Force of Hydrocyclones", Chemical Engineering, september 1996, pags. 108-114.
6. Clariant GmbH. "Mining Chemicals: Flotation Reagents". Federal Republic of Germany, september 1997, 35 páginas.
7. "Manual de Productos Químicos para Minería". Cyanamid (Cytec), Edición revisada 1988, México, 200 páginas.
8. Dorr-Oliver Incorporated. "Dorr-Oliver Thickening Equipment and Systems". Milford, CT, USA, 1991.
9. The Dow Chemical Company. "Flotation Fundamentals". 1984, 28 páginas.
10. The Dow Chemical Company. "Metallurgical Handbook". 1984, 36 páginas.
11. Dubiansky, Jerry and Kohan, William J.. "Size Reduction Processes", 2000 Powder & Solids Annual, a desktop reference, in Chemical Processing, march 2000, pags. 61- 64.
12. "Froth Flotation Fundamentals". Engineering and Mining Journal, september 1983, pags. 67-75.
13. "The Ubiquitous Thickener". Engineering and Mining Journal, february 1991, pags. 20-26.

14. "A Technical Buyer's Guide to Mining Chemicals". Engineering and Mining Journal, august 1991, pags. 23-34.
15. "Peru". Engineering and Mining Journal, may 1994, pags. 54-60.
16. "Centromin". Engineering and Mining Journal, may 1994, pags. 62-68
17. "Polymetallics v.s. Gold". Engineering and Mining Journal, june 1999, pags. 28-32.
18. Kelly, Errol G. y Spottiswood, David J.. "Introducción al Procesamiento de Minerales". Editorial Limusa, México, 1990, 530 páginas.
19. Lynch, A.J.. "Circuitos de Trituración y Molienda de Minerales". Editorial Rocas y Minerales, Madrid, 1980, 312 páginas.
20. McCabe, Warren L., Smith, Julian C., Harriot, Peter. "Unit Operations of Chemical Engineering", fifth edition, McGraw Hill, Inc., New York, 1993, 1130 páginas.
21. "Peruvian Mining: The Choice of the 21st Century". Mining Magazine, august 1995, pags. 62-69.
22. "Froth Flotation". Mining Magazine, july 1996, pags. 16-17.
23. "Flotation Cells". Mining Magazine, july 1996, pags. 18-24.
24. "Flotation Reagent Suppliers". Mining Magazine, july 1996, pags. 25-28.
25. "Peru booms". Mining Magazine, february 1998, pags. 87-105.
26. Mular, Andrew L. y Bhappu, Roshan B.. "Diseño de Plantas de Proceso de Minerales". Editorial Rocas y Minerales, Madrid, 1982, 396 páginas.
27. Perry, Robert H. Y Green, Don W.. "Perry's Chemical Engineers' Handbook", Seventh Edition. McGraw-Hill Company, 1997, 2656 páginas.
28. Pryor, E.J.. "Mineral Processing", third edition, Elsevier Publishing Co. Ltd, London, 1965, 844 paginas.

29. Schweitzer, Philip A.. "Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers", third edition. McGraw Hill Companies Inc., New York, 1997, 1200 páginas.
30. Sutherland, K.L. y Wark, I.W.. "Principles of Flotation". The Australasian Institute of Mining and Metallurgy, Inc., Melbourne, 1955, 428 páginas.
31. Trawinski, Helmut. "Theory, applications, and practical operation of hydrocyclones". E&MJ Operating Handbook of Mineral Processing, McGraw-Hill, Inc., 1977, pags.146-158.
32. Wills, B.A.. "Mineral Processing Technology", Second Edition. Camborne School of Mines, Cornwall, England, 1980, 513 páginas.

V.- APENDICE

V.1.- COEFICIENTES TECNICOS DE LA PLANTA CONCENTRADORA.

Tabla 27.- COSTOS POR SECCION
(US \$/TM de mineral)

AÑO	1996	1997	1998	1999
PRODUCCION (TM)	743805	776634	801420	954845
CHANGADO		0.33	0.48	0.36
MOLIENDA		0.81	1.68	1.35
FLOTACION		1.13	1.31	1.39
FILTRACION		0.08	0.09	0.13
DISPOSICIÓN DE RELAVES		0.43	0.82	0.58
MANTENIMIENTO		1.54	0.40	0.23
SUPERVISION		0.42	0.38	0.35
TOTAL	(*)	4.73	5.16	4.39

(*) Valores no disponibles

Tabla 28.- CONSUMO DE PRINCIPALES INSUMOS
Consumo de Reactivos (Kg./TM de mineral)

	AÑOS			
	1996	1997	1998	1999
Espumantes	0.040	0.037	0.052	0.051
Colectores	0.028	0.031	0.023	0.030
CuSO ₄	0.506	0.623	0.558	0.409
NaCN	0.009	0.009	0.008	0.023
Bisulfito de Na	0.270	0.910	0.544	0.358
Cal	1.348	1.598	1.623	1.274
ZnSO ₄	0.680	0.400	0.616	0.520
Floculante	0.004	0.004	0.004	0.004
Total	2.885	3.612	3.428	2.704

**Tabla 29.- CONSUMO DE BOLAS Y EJES
(Kg./TM de mineral)**

Bolas	AÑOS			
	1996	1997	1998	1999
1"	-	0.030	0.005	0.018
1 1/2"	0.143	0.096	0.071	0.065
2"	0.132	0.146	0.211	0.202
2 1/2"	0.206	0.287	0.220	0.225
Total Bolas Kg./TM	0.481	0.559	0.507	0.510
Ejes Kg./TM	0.529	0.426	0.427	0.342
Total Bolas y Ejes	1.010	0.985	0.934	0.852

**Tabla 30.- CONSUMO DE ENERGIA
(KWH/TM de mineral)**

Sección	AÑOS			
	1996	1997	1998	1999
Chancado	5.17	2.83	2.41	2.92
Molienda	11.82	13.50	12.42	9.94
Flotación Bulk	5.05	1.93	2.30	2.32
Flotación Zn	6.17	4.20	4.98	5.05
Eliminación agua	0.86	0.47	0.40	0.49
Disp. de Relaves	1.95	4.44	4.36	3.00
Total (KWH/TM)	31.01	27.37	26.87	23.72

Tabla 31.- COSTO DE REACTIVOS
(US\$/TM de mineral)

	AÑOS			
	1996	1997	1998	1999
Espumantes	0.075	0.092	0.151	0.131
Colectores	0.035	0.044	0.034	0.035
CuSO ₄	0.050	0.293	0.402	0.233
Cal	0.144	0.165	0.195	0.140
NaCN	0.012	0.016	0.016	0.028
Sulfato de zinc	0.129	0.105	0.179	0.151
Bisulfito de Na	0.018	0.627	0.343	0.132
Floculantes	0.018	0.013	0.013	0.013
TOTAL \$/TM	0.481	1.355	1.333	0.863

Tabla 32.- COSTO DE BOLAS Y EJES
(US\$/TM de mineral)

	AÑOS			
	1996	1997	1998	1999
Bolas				
1 1/2"	0.077			0.039
2"	0.076			0.121
2 1/2"	0.099			0.135
Total Bolas	0.252	0.385	0.335	0.295
Ejes	0.263	0.217	0.222	0.237
Total Bolas y Ejes	0.515	0.602	0.577	0.532

Tabla No 33.- Relación de Principales equipos

Equipo	Modelo	Tamaño	HP	Características
jaw crusher	Kue Ken	24 x 36 pulg.	50	chancadora primaria
Cone Crusher	Symons Estándar	5.5 pies	200	chancadora secundaria
Cone Crusher	Symons Short Head	5,5 pies	200	chancadora terciaria
Cone Crusher	Symons Short Head	5.5 pies	200	chancadora terciaria
Vibrating screen	Allis Chalmers	6 x 16 pies	20	cedazo horizontal malla cuadrada 5/8 x 5/8 pulg
Vibrating screen	Ty Rocket	6 x 16 pies	20	cedazo inclinado malla cuadrada 1/2 x 1/2 pulg
Vibrating screen	Ripl Flow	6 x 16 pies	20	cedazo inclinado malla cuadrada 1/2 x 1/2 pulg
Rod Mill	Marcy	9 x 12 pies	500	molino primario ejes 3 1/2 pulg
Ball Mill	Dominion	11,5 x 10 pies	600	molino secundario bolas 2 1/2 pulg
Ball Mill	Marcy	8 x 6 pies	250	molino de remolienda bolas 2 pulg
Ball Mill	Denver	6 x 12 pies	250	molino de remolienda bolas 1 1/2 pulg
Flotation Cell	Outokumpu OK - 28	1000 pie ³	60	celda rougher I - bulk
Flotation Cell	Outokumpu OK - 28	1000 pie ³	60	celda rougher II - bulk
Flotation Cell	Agitair 48	40 pie ³	15	
Flotation Cell	Denver Sub A 24	50 pie ³	15	cleaner II - zinc
Conditioning tank	Denver	10 x 10 pies		3 unidades de acondicionamiento; con draft tube y sifones de aire
Thickener, Cobre	Dorr Oliver	5 x 30 pies	5	en stand by
Thickener, Plomo	Dorr Oliver	10 x 40 pies	5	Espesador de conc. Plomo
Thickener, Zinc	Dorr Oliver	10 x 50 pies	5	Espesador de conc. Zinc
Drum filter, 1 y 2	Dorr Oliver	8 x 12 pies	5	2 unidades, concentrado de plomo
Drum filter, 5 y 6	Dorr Oliver	8 x 12 pies	5	2 unidades, concentrado de zinc
Vacuum Pump 1 & 2	Comesa	3000 CL	194	sección filtros, una en stand by
Tail pump	Wilson Snyder		800	bomba reciprocante de tres pistones; actualmente solo 1 operativa
Tail thickener	Enviro Clear	8 x 45 pies	2.5	espesador de relaves de planta

V.3.- INSTRUMENTACION DE PLANTA.

Tabla 34.- Relación de Equipos de Instrumentación

CANT	DESCRIPCION	FABRICANTE	TAMAÑO
SECCION CHANCADO			
1	MONITOR DE TV	BURLE	12"
2	CAMARAS DE VIDEO	BURLE	
SECCION MOLIENDA			
1	BALANZA ELECTRÓNICA	RONAN	36"
3	VARIADORES DE VELOCIDAD	WESTINGHOUSE	10 HP
4	FLUJÓMETROS DE AGUA	FISHER & PORTER	2"
4	VÁLVULA DE AGUA	CASHCO	2"
3	DENSÍMETRO DE PULPA	RONAN	6"
1	FLUJÓMETRO DE PULPA	INFI MAG 90	6"
1	FLUJÓMETRO DE PULPA	FISHER & PORTER	6 "
1	POWER MONITOR MOLINO 9X12	ALLEN BRADLEY	
1	POWER MONITOR MOL. 11.5X10	ALLEN BRADLEY	
2	IND. TEMPER. MOLINO 9X12	SHIMADEN	
2	IND. TEMPER. MOLINO 11.5X10	SHIMADEN	
SECCION FLOTACION			
2	SENSORES TRANSM. DE pH	GREAT LAKE	
1	SENSOR TRANSM. DE pH	FOXBORO	
	CONTROLADORES DE NIVEL		
02	CONTROLADOR ANALOGICO	OUTOKUMPU	1 LOOP c/u
01	ACTUADOR CELDA OK-1000 N°1	OUTOKUMPU	
01	ACTUADOR CELDA OK-1000 N°2	FISHER	
6	CONTROLADORES DIGITALES	BAILEY (Cal, densidad y tonelaje)	2 LOOP
1	CONTROLADOR DIGITAL	FISHER & PORTER (acondicionador)	2 LOOP
1	TEMPORIZADOR CuSO4		
1	PLC 5/30	ALLEN BRADLEY	
1	ANALIZADOR DE FLUJOS	DENVER AUTOMETRICS	
SECCION ELIMINACIÓN DE AGUA			
1	INDIC. DE ESFUERZO - Esp Cu	RELAY (Electrónico instalado con PLC)	8 A
3	INDIC. AUDIO/VISUAL Espesadores	Tipo Electro mecánico	

V.4.- RESUMEN DE CALCULOS DE MOLIENDA

V.4.1.- CIRCUITO N° 1:

El circuito analizado en la pagina 171, se resuelve en base al ejemplo N° 1 (página 154), para determinar la distribución granulométrica que minimice los errores de análisis y del balance de masa.

Como resultado de la aplicación del método de Multiplicadores de Lagrange, se obtienen los resultados que se resumen en las siguientes Tablas y Figuras:

- ❖ Tabla 35 .- Balance del circuito de molienda-clasificación, muestra los resultados finales en flujo másico y las características de las corrientes del circuito.
- ❖ Tabla 36 .- Distribución granulométrica, obtenida por muestreo de las corrientes indicadas.
- ❖ Tabla 37 .- Distribución granulométrica corregida.
- ❖ Tabla 38 .- Datos para la corrección de la distribución granulométrica
- ❖ Tabla 39 .- Resultados de la corrección de datos, conforme al método de Multiplicadores de Lagrange
- ❖ Tabla 40 .- Diferencias de flujo y multiplicadores de Lagrange
- ❖ Tabla 41 .- Resumen del cálculo de eficiencia de hidrociclones.

Las figuras corresponden a las distribuciones granulométricas en % pasante acumulado vs tamaño de partícula:

- ❖ Figura 89. - Molino primario de barras Marcy 9'x12'
- ❖ Figura 90 .- Molino secundario de bolas Dominion 11 ½ ' x 10'
- ❖ Figura 91 .- Clasificación en el hidrociclón Krebs D20
- ❖ Figura 92 .- Curva Tromp del hidrociclón Krebs D20
- ❖ Figura 93 .- Curva Tromp corregida del hidrociclón Krebs D20

Tabla 35.- BALANCE DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACION

ALIMENTO AL MOLINO PRIMARIO 9' x 12'

TMHPH = 77.50
 % H₂O = 3.24
 TMSPH= 74.99
 Agua al molino = 96.59 USGM
 Agua en el mineral = 11.06 USGM

MOLINO PRIMARIO ROD MILL 9' x 12'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Producto	74.99	2.95	1.99	75.41	99.44	24.45	49.87	50.97	219.58	107.65

CLASIFICACION HIDROCICLON D20B

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow	74.99	2.97	1.72	63.06	118.92	43.93	69.18	36.50	304.62	193.44
Underflow	84.48	3.09	1.99	73.63	114.75	30.26	57.60	47.46	253.65	133.25
Alimentación	159.47	3.03	1.84	68.25	233.67	74.19	126.78	41.48	558.26	326.69

%CARGA CIRCULANTE= 112.66219

MOLINO DOMINION 11-1/2' x 10'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Alimento	84.48	3.09	1.99	73.63	114.75	30.26	57.60	47.46	253.65	133.25
Producto	84.48	3.09	1.99	73.63	114.75	30.26	57.60	47.46	253.65	133.25

OVERFLOW TOTAL A FLOTACION

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow total	74.99	2.97	1.72	63.06	118.92	43.93	69.18	36.50	304.62	193.44

**Tabla 36.- DISTRIBUCIÓN GRANULOMETRICA DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFIACCION
DATOS DE PLANTA**

		Rod Mill 9'x12				Hidrocyclon Krebs						Molino 11.5 x 10	
		Alimento		Producto		Feed		Overflow		Underflow		Producto	
mall	micrones	% parcial	% passing	% parcial	% passing	% parcial	% passing	% parcial	% passing	% parcial	% passing	% parcial	% passing
+ 1/2	12419	2.65	97.35	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
+ 3/8	9400	18.48	78.87	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
+ 1/4	6287	15.85	63.02	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
+ 4	4760	11.53	51.49	0.39	99.61	0.28	99.72	0.00	100.00	0.39	99.61	0.11	99.89
+ 8	2380	13.46	38.03	6.83	92.78	3.40	96.32	0.00	100.00	6.83	92.78	0.81	99.08
+ 10	1680	2.69	35.34	4.74	88.04	2.70	93.62	0.00	100.00	4.74	88.04	0.45	98.63
+ 14	1190	5.55	29.79	12.84	75.20	7.54	86.08	0.82	99.18	12.84	75.20	2.79	95.84
+ 20	830	5.40	24.39	16.49	58.71	10.74	75.34	3.69	95.49	16.49	58.71	5.66	90.18
+ 35	420	5.40	18.99	15.61	43.10	14.28	61.06	12.99	82.50	15.61	43.10	12.47	77.71
+ 48	300	2.35	16.64	6.64	36.46	7.82	53.24	9.13	73.37	6.64	36.46	9.20	68.51
+ 65	210	1.98	14.66	5.48	30.98	6.85	46.39	8.81	64.56	5.48	30.98	8.77	59.74
+100	150	1.96	12.70	5.18	25.80	7.27	39.12	9.84	54.72	5.18	25.80	9.58	50.16
+150	100	1.64	11.06	3.90	21.90	5.91	33.21	8.11	46.61	3.90	21.90	7.85	42.31
+200	74	1.86	9.20	4.02	17.88	6.27	26.94	8.98	37.63	4.02	17.88	8.05	34.26
+325	43	1.60	7.60	3.55	14.33	5.27	21.67	7.26	30.37	3.55	14.33	7.03	27.23
+400	38	0.64	6.96	1.33	13.00	2.02	19.65	2.77	27.60	1.33	13.00	2.64	24.59
-400		6.96	0.00	13.00	0.00	19.65	0.00	27.60	0.00	13.00	0.00	24.59	0.00
		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00	

Tabla 37.- DISTRIBUCION GRANULOMETRICA CORREGIDA													
		Rod Mill 9´x12				Hidrociclón Krebs						Molino 11.5 x 10	
Tyler	abertura	Alimento		Producto		Feed		Overflow		Underflow		Producto	
malla	µm	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
		parcial	passing	parcial	passing	parcial	passing	parcial	passing	parcial	passing	parcial	passing
+ 1/2	12419	2.65	97.35	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
+ 3/8	9400	18.48	78.87	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
+ 1/4	6287	15.85	63.02	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
+ 4	4760	11.53	51.49	0.42	99.58	0.24	99.76	0.00	100.00	0.42	99.58	0.10	99.90
+ 8	2380	13.46	38.03	6.76	92.81	3.56	96.21	0.00	100.00	6.76	92.81	0.79	99.11
+ 10	1680	2.69	35.34	4.98	87.84	2.74	93.47	0.18	99.82	4.98	87.84	0.19	98.91
+ 14	1190	5.55	29.79	12.76	75.07	7.12	86.36	0.75	99.07	12.76	75.07	3.09	95.82
+ 20	830	5.40	24.39	16.61	58.46	10.59	75.77	3.80	95.27	16.61	58.46	5.62	90.20
+ 35	420	5.40	18.99	15.46	43.00	14.23	61.54	12.85	82.42	15.46	43.00	12.65	77.55
+ 48	300	2.35	16.64	6.68	36.33	7.85	53.69	9.16	73.25	6.68	36.33	9.15	68.40
+ 65	210	1.98	14.66	5.40	30.93	6.97	46.72	8.74	64.51	5.40	30.93	8.79	59.62
+100	150	1.96	12.70	5.14	25.79	7.33	39.39	9.80	54.71	5.14	25.79	9.59	50.03
+150	100	1.64	11.06	3.93	21.86	5.91	33.48	8.14	46.57	3.93	21.86	7.82	42.21
+200	74	1.86	9.20	3.95	17.91	6.29	27.19	8.92	37.66	3.95	17.91	8.11	34.10
+325	43	1.60	7.60	3.62	14.28	5.36	21.83	7.33	30.33	3.62	14.28	6.91	27.19
+400	38	0.64	6.96	1.34	12.94	2.02	19.81	2.78	27.55	1.34	12.94	2.63	24.56
-400		6.96	0.00	12.94	0.00	19.81	0.00	27.55	0.00	12.94	0.00	24.56	0.00
		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00	

Tabla 38.- Datos de distribución granulométrica del circuito

malla	a feed ccto	b under	c mill prod	d over	e feed hicy
4	0.4	0.39	0.11	0.00	0.28
8	6.68	6.83	0.81	0.00	3.40
10	5.83	4.74	0.45	0.00	2.70
14	11.38	12.84	2.79	0.82	7.54
20	16.22	16.49	5.66	3.69	10.74
35	15.86	15.61	12.47	12.99	14.28
48	6.42	6.64	9.20	9.13	7.82
65	4.91	5.48	8.77	8.81	6.85
100	4.78	5.18	9.58	9.84	7.27
150	3.78	3.90	7.85	8.11	5.91
200	4.18	4.02	8.05	8.98	6.27
325	3.74	3.55	7.03	7.26	5.27
400	1.34	1.33	2.64	2.77	2.02
-400	14.48	13.00	24.59	27.60	19.65
	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

$$\alpha = 2.1266$$

Tabla 39.- Distribucion corregida

micrones	a feed ccto	b under	c mill prod	d over	e feed hicy
4750	0.39	0.42	0.10	0.00	0.24
2360	6.67	6.76	0.79	0.00	3.56
1700	5.60	4.98	0.19	0.18	2.74
1180	11.65	12.76	3.09	0.75	7.12
850	16.18	16.61	5.62	3.80	10.59
425	16.02	15.46	12.65	12.85	14.23
300	6.38	6.68	9.15	9.16	7.85
212	4.92	5.40	8.79	8.74	6.97
150	4.79	5.14	9.59	9.80	7.33
106	3.75	3.93	7.82	8.14	5.91
74	4.23	3.95	8.11	8.92	6.29
45	3.63	3.62	6.91	7.33	5.36
38	1.33	1.34	2.63	2.78	2.02
-38	14.46	12.94	24.56	27.55	19.81
	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

Tabla 40.- Diferencias de flujo y multiplicadores de Lagrange

mallá	$\Delta (1)i$	$\Delta (2)i$	$\lambda 1$	$\lambda 2$	Δa	Δb	Δc	Δd	Δe
4	0.072	0.156	0.009	-0.029	0.009	-0.032	0.010	-0.029	0.043
8	-0.362	-0.464	0.014	0.059	0.014	0.067	0.016	0.059	-0.155
10	-0.595	0.402	0.228	-0.211	0.228	-0.238	0.257	-0.211	-0.036
14	1.511	0.749	-0.268	0.068	-0.268	0.077	-0.302	0.068	0.425
20	0.243	0.572	0.036	-0.108	0.036	-0.122	0.041	-0.108	0.153
35	0.459	-0.208	-0.158	0.136	-0.158	0.153	-0.178	0.136	0.047
48	-0.155	0.019	0.044	-0.032	0.044	-0.036	0.050	-0.032	-0.025
65	-0.223	-0.417	-0.014	0.071	-0.014	0.080	-0.016	0.071	-0.120
100	-0.112	-0.215	-0.008	0.037	-0.008	0.042	-0.009	0.037	-0.062
150	-0.056	0.065	0.026	-0.027	0.026	-0.030	0.029	-0.027	0.002
200	0.085	-0.175	-0.053	0.061	-0.053	0.069	-0.060	0.061	-0.017
325	-0.453	-0.052	0.111	-0.066	0.111	-0.074	0.125	-0.066	-0.095
400	-0.019	0.027	0.010	-0.010	0.010	-0.012	0.011	-0.010	0.002
-400	-0.396	-0.458	0.024	0.051	0.024	0.058	0.027	0.051	-0.160

Sumatoria de Cuadrados= 0.16910 0.13048 0.21464 0.10280 0.28741
Desviación Standard = 0.11405 0.10018 0.12849 0.08893 0.14869
Varianza = 0.01301 0.01004 0.01651 0.00791 0.02211

**Tabla 41.-CALCULO DE EFICIENCIA DE CICLONES
HIDROCICLON D20 DE CLASIFICACION**

Tamaño micrones (mesh)	74.99 over	84.49 under	PESO Calc. Feed	%PESO Calc. Feed	159.48 Partición Finos	159.48 Partición Gruesos	Partición Gruesos corregida
4750	-	0.42	0.36	0.22	-	100.00	-
2360	-	6.76	5.71	3.58	-	100.00	-
1700	0.18	4.98	4.34	2.72	3.11	96.89	3.11
1180	0.75	12.76	11.35	7.12	4.97	95.03	4.97
850	3.80	16.61	16.88	10.59	16.87	83.13	16.87
425	12.85	15.46	22.70	14.23	42.47	57.53	42.47
300	9.16	6.68	12.51	7.85	54.92	45.08	54.92
212	8.74	5.40	11.12	6.97	58.96	41.04	58.96
150	9.80	5.14	11.69	7.33	62.87	37.13	62.87
106	8.14	3.93	9.42	5.91	64.76	35.24	64.76
74	8.92	3.95	10.03	6.29	66.71	33.29	66.71
45	7.33	3.62	8.56	5.36	64.21	35.79	64.21
38	2.78	1.34	3.22	2.02	64.78	35.22	64.78
-38	27.55	12.94	31.59	19.81	65.39	34.61	65.39
	100.00	100.00	159.47	100.00			

Cortocircuito = 0.4543

Fig. 89.-MOLINO PRIMARIO 9 x 12

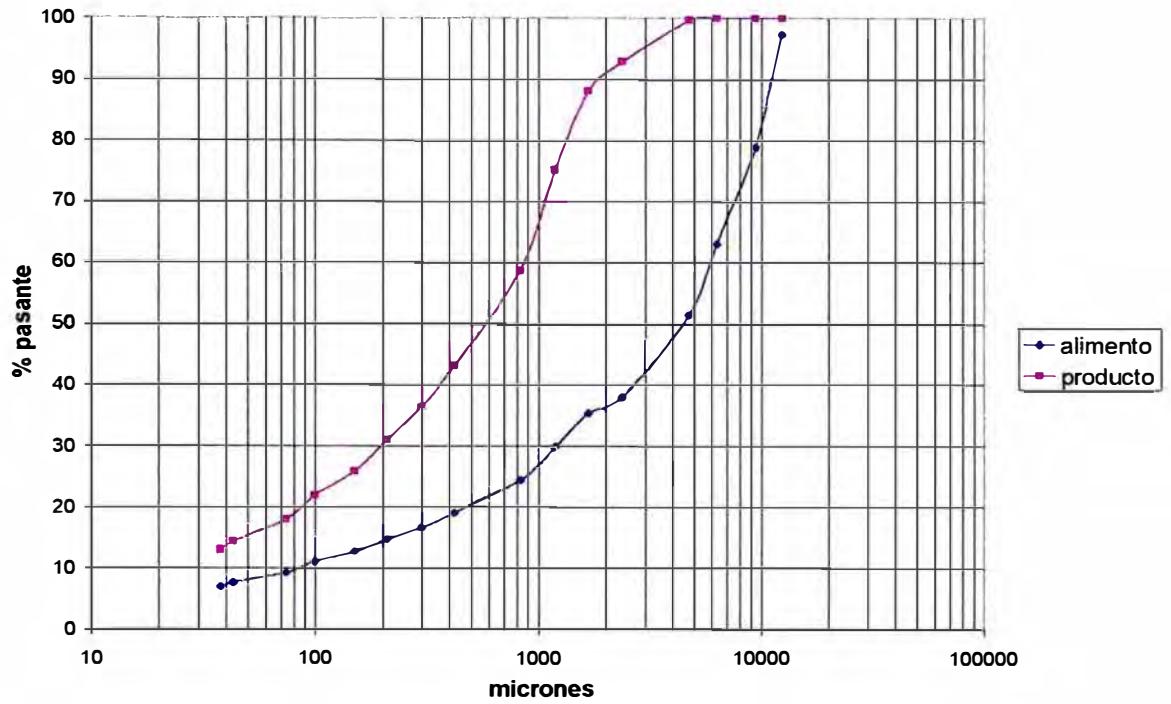


Fig. 90.- MOLINO SECUNDARIO 11.5 x 10

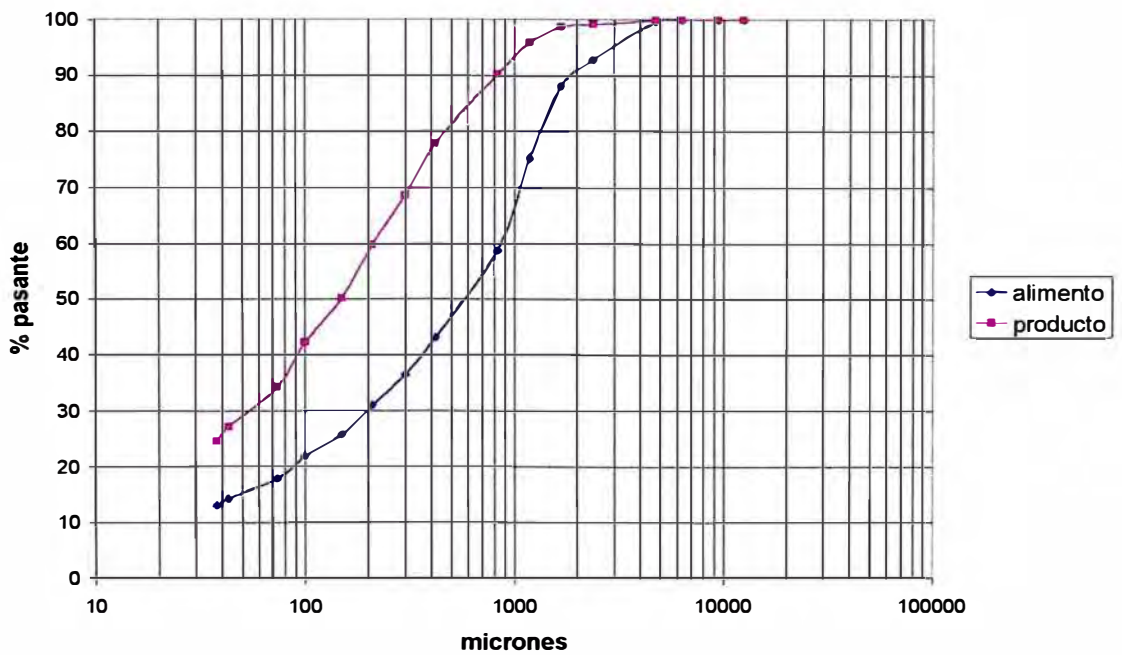


Fig. 91.- CLASIFICACION- HIDROCICLON D20

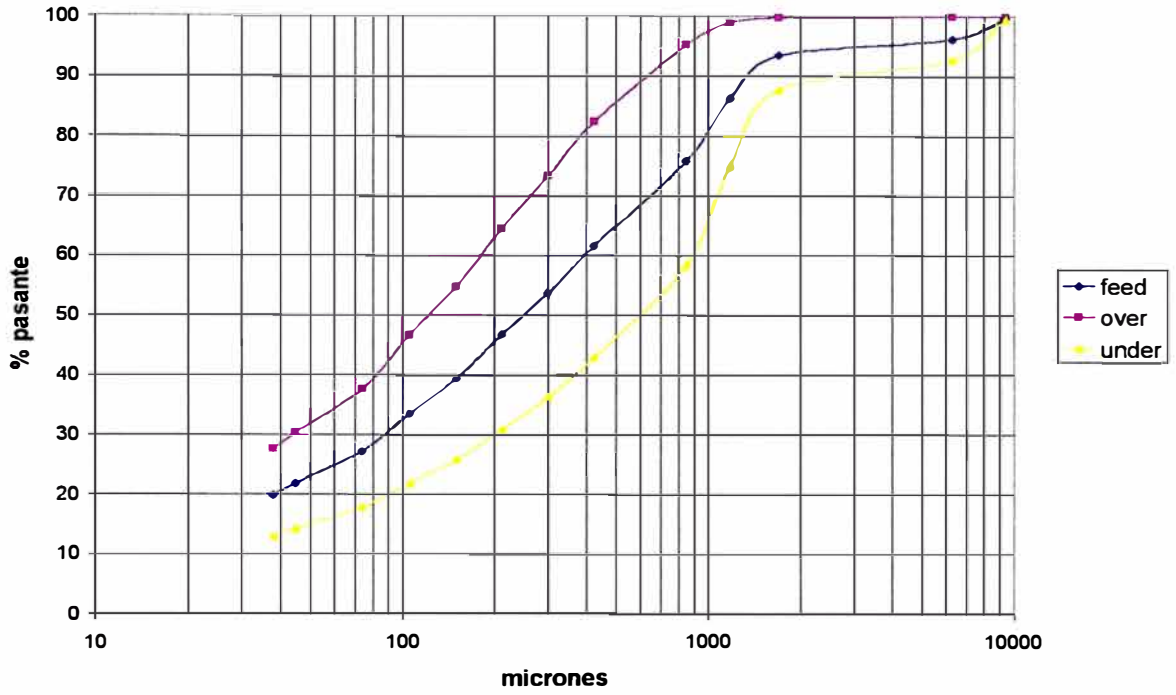


Fig. 92.- CURVA TROMP

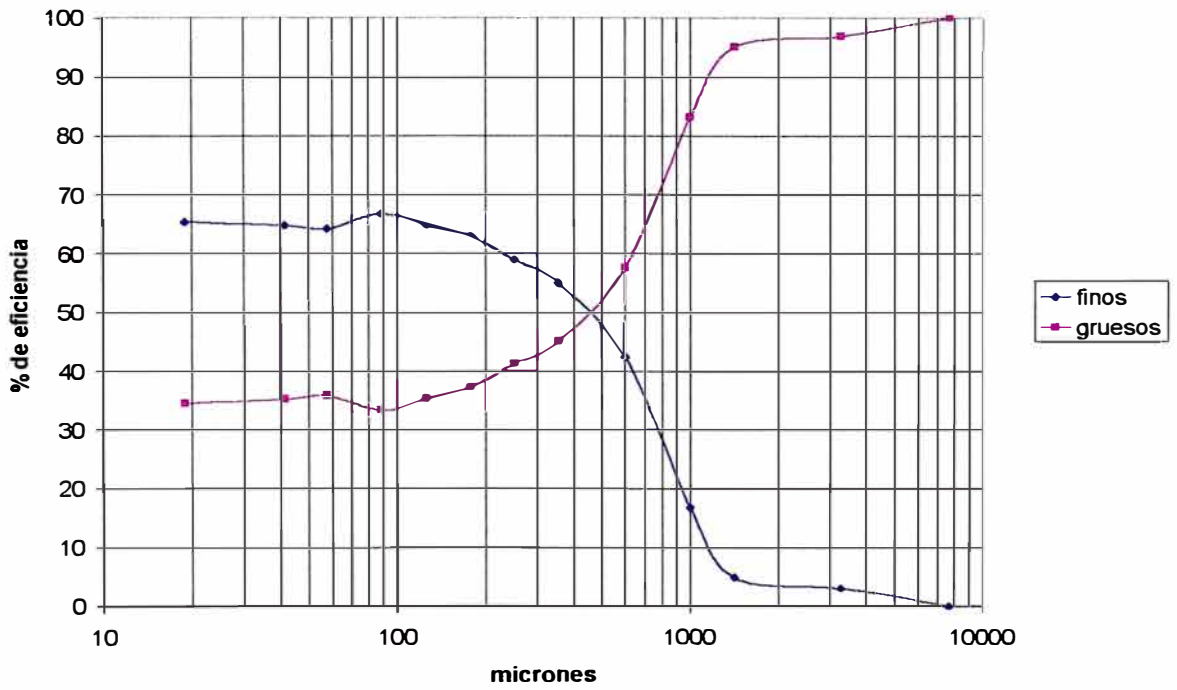
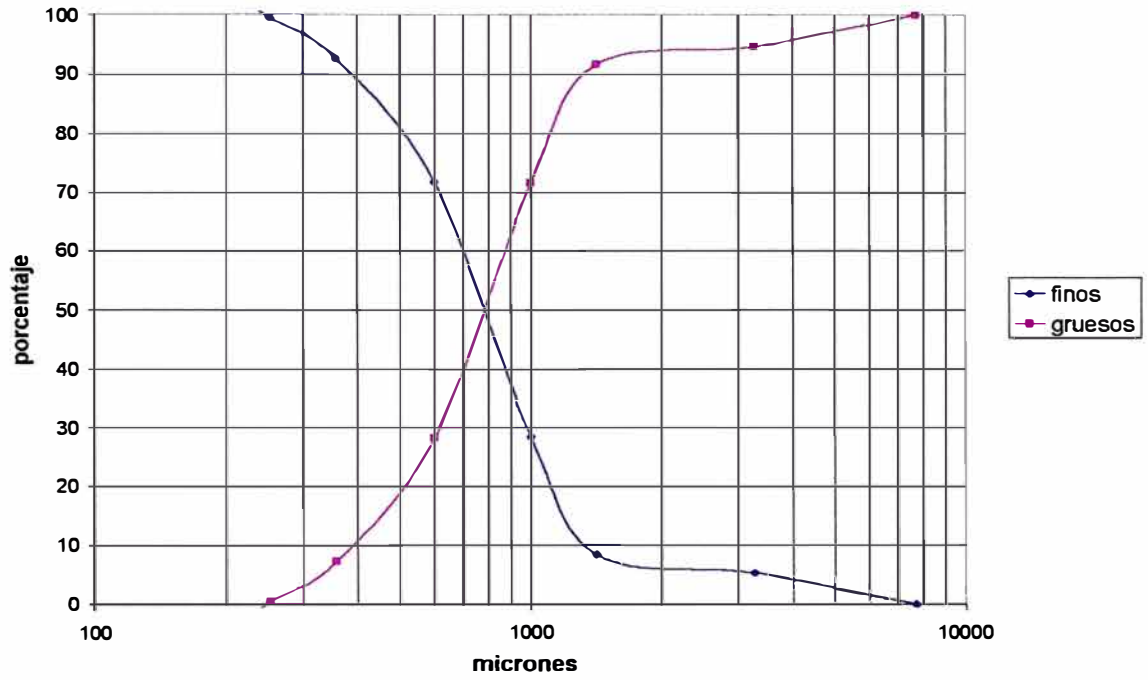


Fig. 93.- CURVA TROMP CORREGIDA



V.4.2.- CIRCUITO N^o 2.

Este circuito analizado en la página 176, se resuelve en base al ejemplo N^o 1 (página 154), para determinar la distribución granulométrica que minimice los errores de análisis y del balance de masa; el tratamiento de datos para el cálculo de la eficiencia de hidrociclones (Curva Tromp) sigue el modelo expuesto en el ejemplo de la página 200 (Sección II.F.2.1).

Como resultado de la aplicación del método de Multiplicadores de Lagrange, se obtienen los resultados que se resumen en las siguientes Tablas y Figuras:

- ❖ Tabla 42.- Balance del circuito de molienda-clasificación, muestra los resultados finales en flujo másico y las características de las corrientes del circuito.
- ❖ Tabla 43.- Distribución granulométrica, obtenida por muestreo de las corrientes indicadas.
- ❖ Tabla 44.- Distribución granulométrica corregida.
- ❖ Tabla 45.- Datos para la corrección de la distribución granulométrica.
- ❖ Tabla 46.- Resultados de la corrección de datos, conforme al método de Multiplicadores de Lagrange.
- ❖ Tabla 47.- Diferencias de flujo y multiplicadores de Lagrange.
- ❖ Tabla 48.- Resumen del cálculo de eficiencia de hidrociclones.
- ❖ Tabla 49.- Resumen del cálculo para la curva Tromp.

Las figuras corresponden a las distribuciones granulométricas en % pasante acumulado vs tamaño de partícula:

- ❖ Figura 94.- Molino primario de barras Marcy 9'x12'.
- ❖ Figura 95.- Molino secundario de barras Denver 6' x 12'
- ❖ Figura 96.- Molino terciario de bolas Marcy 8'x6'
- ❖ Figura 97.- Clasificación en el hidrociclón Krebs D15
- ❖ Figura 98.- Curva Tromp del hidrociclón Krebs D15
- ❖ Figura 99.- Curva Tromp corregida del hidrociclón Krebs D15

Tabla 42.- BALANCE DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACION

ALIMENTO AL MOLINO PRIMARIO

TMHPH= 81.50
 % agua = 3.04
 TMSPH= 79.02
 Agua al Rod mill = 59.67 USGM
 Agua en Mineral = 10.91 USGM

MOLINO ROD MILL 9' x 12'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Producto	79.02	2.95	2.22	83.14	95.05	16.03	42.82	62.56	188.53	70.58

MOLINO ROD MILL 6' x 12'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Producto	79.02	2.95	2.04	77.12	102.46	23.44	50.23	53.33	221.16	103.21

CLASIFICACION HIDROCICLON D15B

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow	79.02	2.97	1.67	60.21	131.24	52.21	78.82	33.76	347.07	229.91
Underflow	88.36	3.09	2.16	79.30	111.42	23.06	51.65	55.36	227.44	101.53
Alimentación	167.38	3.03	1.86	68.98	242.65	75.27	130.47	42.31	574.51	331.44

%CARGA CIRCULANTE= 111.81324

MOLINO MARCY 8' x 6'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Alimento	88.36	3.09	2.16	79.30	111.42	23.06	51.65	55.36	227.44	101.53
Producto	88.36	3.09	2.11	77.91	113.41	25.05	53.65	53.30	236.22	110.31

OVERFLOW TOTAL A FLOTACION

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow total	79.02	2.97	1.72	60.21	131.24	52.21	78.82	33.76	347.07	229.91

**Tabla 43.- DISTRIBUCION GRANULOMETRICA DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACION
DATOS DE PLANTA**

		Molino Primario				Mol. Secundario		Hidrociclón Krebs D15						Mol. Terciario	
		Alimento		Producto		Producto		Alimento		Overflow		Underflow		Producto	
mallá	µm	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante
1/2	12419	10.30	89.70			0.00		0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0
3/8	9400	27.72	61.98			0.00		0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0
1/4	6287	12.14	49.84			0.00		0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0
4	4700	9.58	40.26			0.00		0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0
8	2380	10.99	29.27	5.98	94.02	0.00		0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0
10	1680	2.36	26.21	2.78	91.24	0.00		0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0	0.00	100.0
14	1190	3.92	22.99	11.52	79.72	4.80	95.20	2.84	97.16	0.42	99.58	5.00	95.00	1.09	98.91
20	841	4.28	18.71	15.10	64.62	15.48	79.72	10.56	86.60	6.56	93.02	14.14	80.86	6.16	92.75
35	420	4.02	14.69	15.56	49.06	20.93	58.79	20.78	65.82	16.12	76.90	24.94	55.92	20.64	72.11
48	297	1.76	12.93	6.76	42.30	8.94	49.85	11.48	54.34	9.89	67.01	12.91	43.01	13.76	58.35
65	210	1.39	11.54	5.06	37.24	6.37	43.48	8.69	45.65	8.08	58.93	9.24	33.77	10.77	47.58
100	149	1.50	10.04	5.30	31.94	6.27	37.21	8.28	37.37	8.56	50.37	8.02	25.75	10.07	37.51
150	105	1.32	8.72	4.00	27.94	5.04	32.17	6.10	31.27	7.00	43.37	5.28	20.47	7.04	30.47
200	74	1.49	7.23	4.54	23.40	5.47	26.70	6.00	25.27	7.51	35.86	4.66	15.81	6.48	23.99
325	44	1.32	5.91	4.22	19.18	4.81	21.89	4.88	20.39	6.74	29.12	3.22	12.59	4.94	19.05
400	37	0.23	5.68	0.34	18.84	0.63	21.26	0.56	19.83	0.75	28.37	0.40	12.19	0.50	18.55
-400		5.68		18.84		21.26		19.83	0.00	28.37	0.00	12.19	0.00	18.55	0.00
		100.0		100.0		100.0		100.0		100.0		100.0		100.0	

Tabla 44.- DISTRIBUCION GRANULOMETRICA CORREGIDA

abertura		Molino Primario				Mol. Secundario		Hidrociclón Krebs D15						Mol. Terciario	
abertura		alimento		descarga		descarga		alimento		overflow		underflow		descarga	
mallá	µm	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante
1/2	12419	10.30	89.70	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
3/8	9400	27.72	61.98	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
1/4	6287	12.14	49.84	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
4	4700	9.58	40.26	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
8	2380	10.99	29.27	5.98	94.02	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
10	1680	2.36	26.21	2.78	91.24	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
14	1190	3.92	22.99	11.52	79.72	4.80	95.20	2.84	97.16	0.42	99.58	5.00	95.00	1.09	98.91
20	841	4.28	18.71	15.10	64.62	15.48	79.72	10.56	86.60	6.56	93.02	14.14	80.86	6.16	92.75
35	420	4.02	14.69	15.56	49.06	20.93	58.79	20.78	65.82	16.12	76.90	24.94	55.92	20.64	72.11
48	297	1.76	12.93	6.76	42.30	8.94	49.85	11.48	54.34	9.89	67.01	12.91	43.01	13.76	58.35
65	210	1.39	11.54	5.06	37.24	6.37	43.48	8.69	45.65	8.08	58.93	9.24	33.77	10.77	47.58
100	149	1.50	10.04	5.30	31.94	6.27	37.21	8.28	37.37	8.56	50.37	8.02	25.75	10.07	37.51
150	105	1.32	8.72	4.00	27.94	5.04	32.17	6.10	31.28	7.00	43.36	5.28	20.46	7.04	30.47
200	74	1.49	7.23	4.54	23.40	5.47	26.70	6.00	25.27	7.51	35.86	4.66	15.81	6.48	23.99
325	44	1.32	5.91	4.22	19.18	4.81	21.89	4.88	20.39	6.74	29.12	3.22	12.59	4.94	19.05
400	37	0.23	5.68	0.34	18.84	0.63	21.26	0.56	19.83	0.75	28.37	0.40	12.19	0.50	18.55
-400		5.68		18.84	0.00	21.26	0.00	19.83	0.00	28.37	0.00	12.19	0.00	18.55	0.00
		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00	

Tabla 45.- Datos experimentales

malla	a feed ccto	b under	c mill prod	d over	e feed hicy
½	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
3/8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
¼	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
14	4.80	5.00	1.09	0.42	2.84
20	15.48	14.14	6.16	6.56	10.56
35	20.93	24.94	20.64	16.12	20.78
48	8.94	12.91	13.76	9.89	11.48
65	6.37	9.24	10.77	8.08	8.69
100	6.27	8.02	10.07	8.56	8.28
150	5.04	5.28	7.04	7.00	6.10
200	5.47	4.66	6.48	7.51	6.00
325	4.81	3.22	4.94	6.74	4.88
400	0.63	0.40	0.50	0.75	0.56
-400	21.26	12.19	18.55	28.37	19.83
	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
	alfa = 2.118132351				

Tabla 46.- Distribución corregida

micrones	a feed ccto	b under	c mill prod	d over	e feed hicy
12700	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
9510	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
6350	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
4760	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
2380	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1680	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1190	4.80	5.00	1.09	0.42	2.84
841	15.48	14.14	6.16	6.56	10.56
420	20.93	24.94	20.64	16.12	20.78
297	8.94	12.91	13.76	9.89	11.48
210	6.37	9.24	10.77	8.08	8.69
149	6.27	8.02	10.07	8.56	8.28
105	5.04	5.28	7.04	7.00	6.10
74	5.47	4.66	6.48	7.51	6.00
44	4.81	3.22	4.94	6.74	4.88
37	0.63	0.40	0.50	0.75	0.56
-37	21.26	12.19	18.55	28.37	19.83
	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

Tabla 47.- Residuales de flujo y multiplicadores de Lagrange

mallá	$\Delta (1)i$	$\Delta (2)i$	$\lambda 1$	$\lambda 2$	Δa	Δb	Δc	Δd	Δe
1/2	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
3/8	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
1/4	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
4	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
8	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
10	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
14	-0.003	0.005	0.002	-0.002	0.002	-0.002	0.002	-0.002	0.000
20	0.000	-0.003	0.000	0.001	0.000	0.001	-0.001	0.001	-0.001
35	0.007	0.009	0.000	-0.001	0.000	-0.001	0.000	-0.001	0.003
48	-0.009	-0.009	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	-0.003
65	-0.006	-0.005	0.001	0.000	0.001	0.000	0.001	0.000	-0.002
100	0.009	0.011	0.000	-0.001	0.000	-0.001	0.000	-0.001	0.004
150	0.009	0.017	0.001	-0.003	0.001	-0.003	0.001	-0.003	0.005
200	-0.007	-0.012	0.000	0.002	0.000	0.002	0.000	0.002	-0.003
325	0.003	-0.004	-0.001	0.002	-0.001	0.002	-0.002	0.002	0.000
400	-0.003	-0.011	-0.001	0.002	-0.001	0.003	-0.001	0.002	-0.003
-400	0.001	0.003	0.000	0.000	0.000	-0.001	0.000	0.000	0.001

Sumatoria de Cuadrados = 0.000 0.000 0.000 0.000 0.000
Desviación Standard = 0.001 0.001 0.001 0.001 0.002
Varianza = 0.000 0.000 0.000 0.000 0.000

Tabla 48.-CALCULO DE EFICIENCIA DEL HIDROCICLON

Tamaño micrones	over	under	Calc. Feed	Calc. Feed	Partición Finos	Partición Gruesos
(mesh)						
25400	-	-	-	-	-	100.00
9510	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
4760	-	-	-	-	-	100.00
2380	-	-	-	-	-	100.00
1680	-	-	-	-	-	100.00
1190	0.42	5.00	4.75	2.84	7.01	92.99
841	6.56	14.14	17.68	10.56	29.32	70.68
420	16.12	24.94	34.78	20.78	36.63	63.37
297	9.89	12.91	19.22	11.48	40.66	59.34
210	8.08	9.24	14.55	8.69	43.89	56.11
149	8.56	8.02	13.85	8.28	48.84	51.16
105	7.00	5.28	10.20	6.10	54.24	45.76
74	7.51	4.66	10.05	6.00	59.04	40.96
44	6.74	3.22	8.17	4.88	65.19	34.81
37	0.75	0.40	0.94	0.56	62.73	37.27
-37	28.37	12.19	33.19	19.83	67.55	32.45
	100.00	100.00	167.37	100.00		

Tabla 49.- DATOS PARA LA CURVA TROMP CORREGIDA

Tamaño micrones	Tamaño promedio	Partición Finos	Partición Gruesos	Partición Finos corregida	Partición Gruesos corregida
25400		-		-	
9510	15542				
6350	7771				
4760	5498				
2380	3366	-	100.00	-	100.00
1680	2000	-	100.00	-	100.00
1190	1414	7.01	92.99	10.11	89.89
841	1000	29.32	70.68	42.27	57.73
420	594	36.63	63.37	52.81	47.19
297	353	40.66	59.34	58.61	41.39
210	250	43.89	56.11	63.27	36.73
149	177	48.84	51.16	70.40	29.60
105	125	54.24	45.76	78.20	21.80
74	88	59.04	40.96	85.12	14.88
44	57	65.19	34.81	93.98	6.02
37	40	62.73	37.27	90.43	9.57
-37	19	67.55	32.45	97.38	2.62

corto circuito = 0.3063

Fig. 94.- MOLINO PRIMARIO 9 X 12

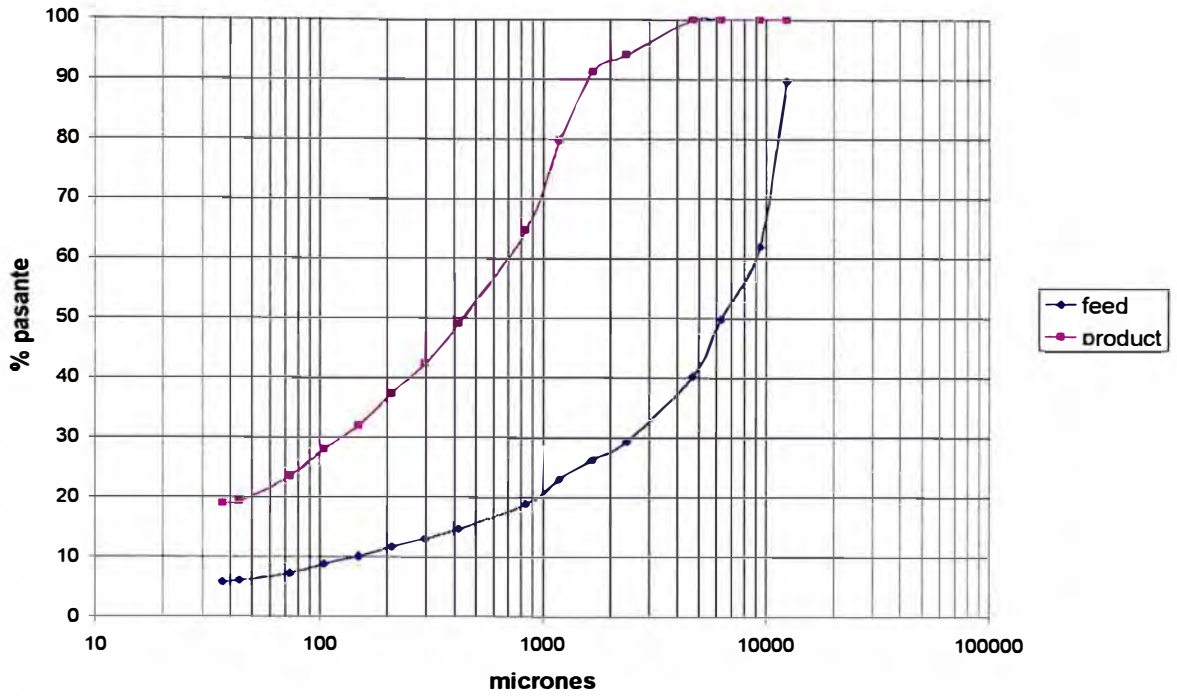


Fig. 95.- MOLINO SECUNDARIO 6 X 12

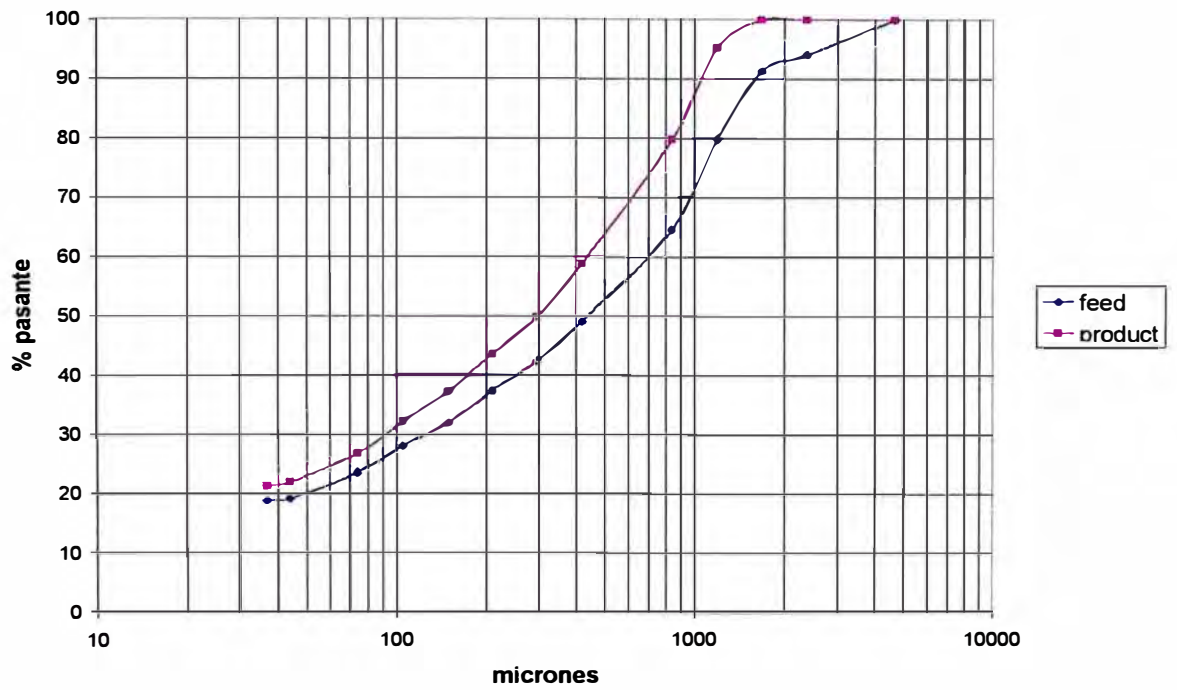


Fig. 96.- MOLINO TERCIARIO 8X6

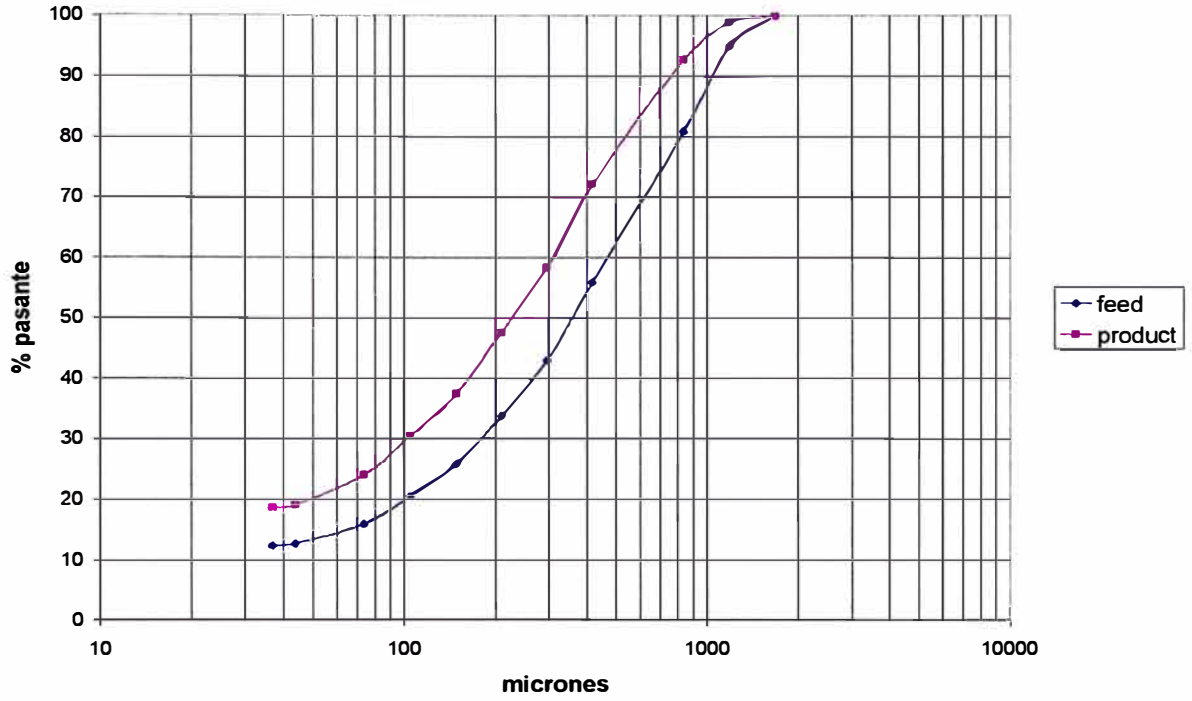


Fig. 97.- CLASIFICACION

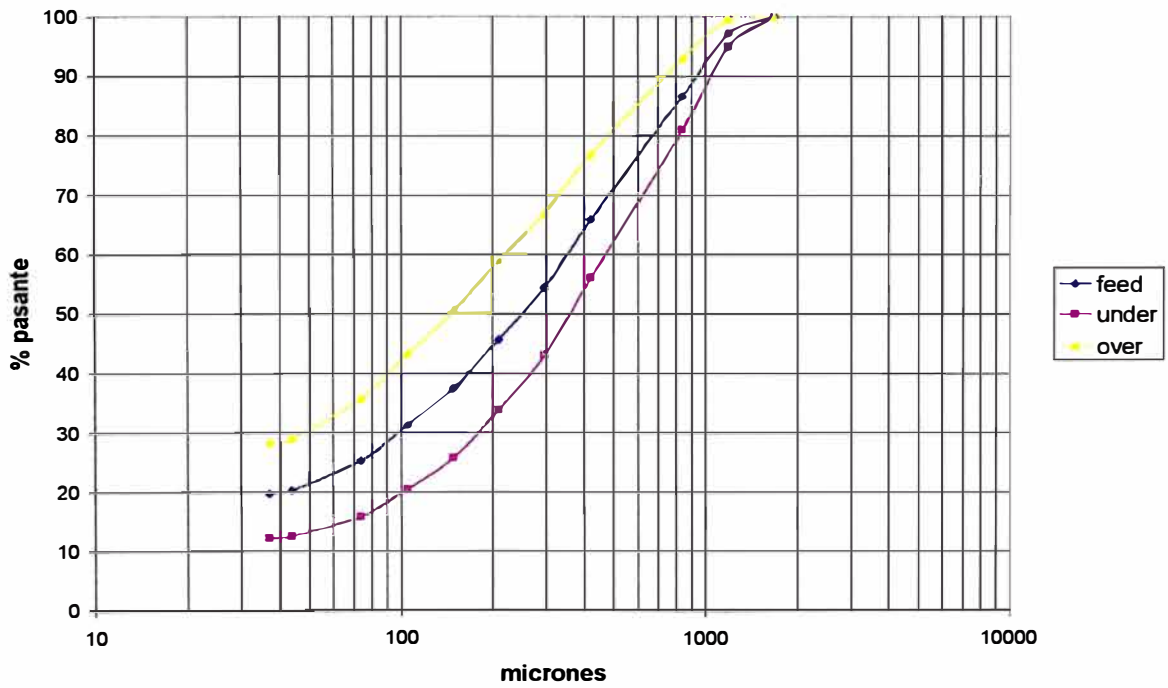


Fig. 98.- CURVA TROMP

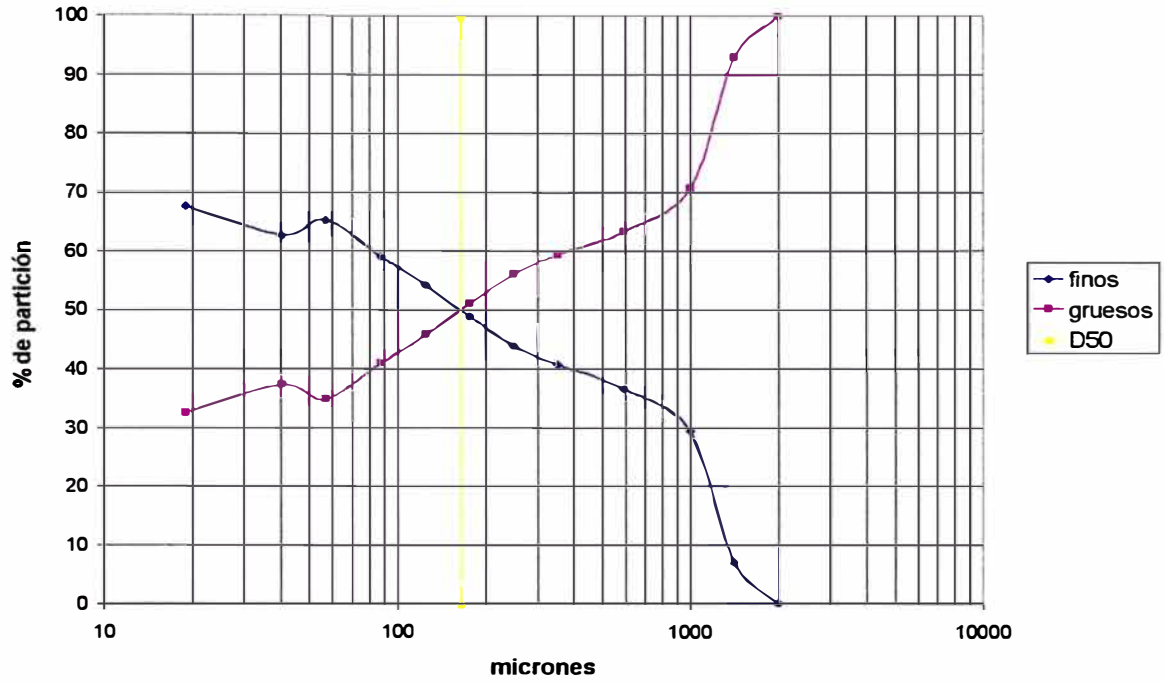
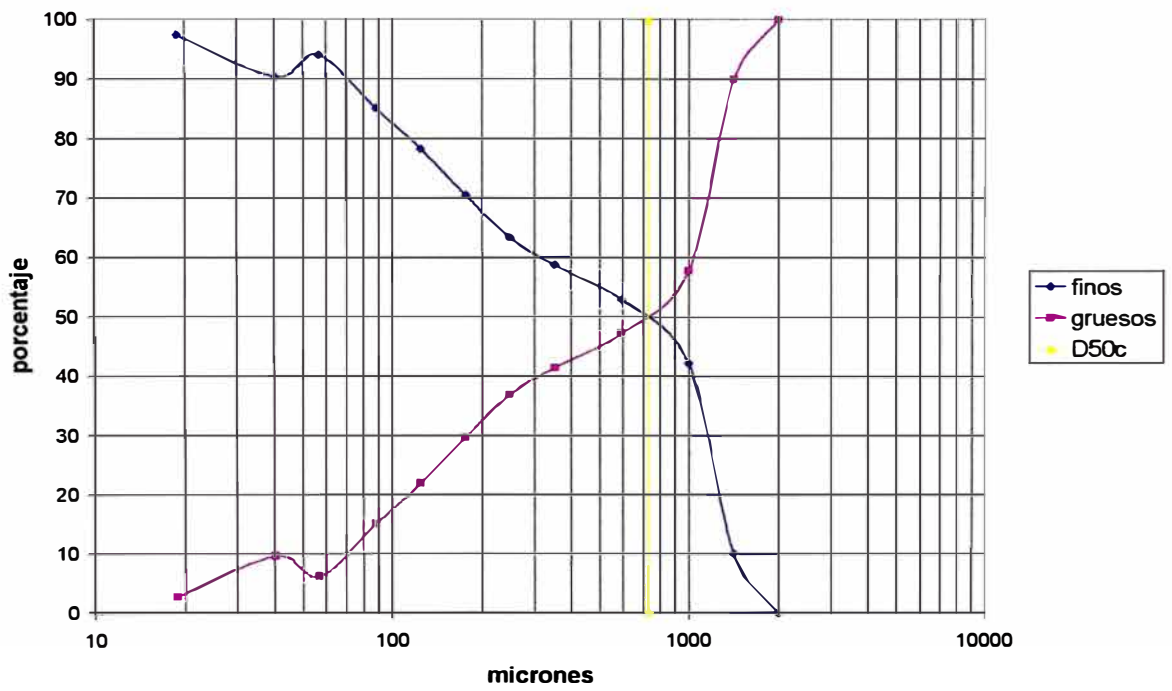


Fig. 99.- CURVA TROMP CORREGIDA



V.4.3.- CIRCUITO N° 3:

Este circuito analizado en la página 181, se resuelve en base al ejemplo N° 2 (página 158), para determinar la distribución granulométrica que minimice los errores de análisis y del balance de masa; el tratamiento de datos para el cálculo de la eficiencia de hidrociclones (Curva Tromp) sigue el modelo expuesto en el ejemplo de la página 138 (Sección II.F.2.1).

Como resultado de la aplicación del método de Multiplicadores de Lagrange, se obtienen los resultados que se resumen en las siguientes Tablas y Figuras:

- ❖ Tabla 50.- Balance del circuito de molienda-clasificación, muestra los resultados finales en flujo másico y las características de las corrientes del circuito.
- ❖ Tabla 51.- Distribución granulométrica, obtenida por muestreo de las corrientes indicadas.
- ❖ Tabla 52.- Distribución granulométrica corregida.
- ❖ Tabla 53.- Datos para la corrección de la distribución granulométrica.
- ❖ Tabla 54.- Resultados de la corrección de datos, conforme al método de Multiplicadores de Lagrange.
- ❖ Tabla 55.- Diferencias de flujo y multiplicadores de Lagrange.
- ❖ Tabla 56.- Resumen del cálculo de eficiencia del hidrociclón primario.
- ❖ Tabla 57.- Resumen del cálculo de eficiencia del hidrociclón secundario.

❖ Tabla 58.- Cálculo para la curva Tromp del hidrociclón primario

❖ Tabla 59.- Cálculo para la curva Tromp del hidrociclón secundario

Las figuras corresponden a las distribuciones granulométricas en % pasante acumulado vs tamaño de partícula:

- ❖ Figura 100.- Molino primario de barras Marcy 9'x12'.
- ❖ Figura 101.- Molino secundario de bolas Dominion 11 ½'x 10'.
- ❖ Figura 102.- Clasificación primaria en el hidrociclón Krebs D15.
- ❖ Figura 103.- Clasificación secundaria en el hidrociclón Krebs D15.

- ❖ Figura 104.- Curva Tromp del hidrociclón primario.
- ❖ Figura 105.- Curva Tromp corregida del hidrociclón primario.
- ❖ Figura 106.- Curva Tromp del hidrociclón secundario.
- ❖ Figura 107.- Curva Tromp corregida del hidrociclón Krebs D15

Tabla 50.- BALANCE DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACION

ALIMENTO AL MOLINO PRIMARIO MARCY 9' x 12'

TMHPH= 125.00
 % H₂O= 3.23
 TMSPH= 120.96
 Agua al Rod mill= 76.58 USGM
 Agua en Mineral= 17.78 USGM

PRODUCTO DEL MOLINO ROD MILL 9' x 12'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Producto	120.96	2.89	2.25	84.95	142.39	21.43	63.29	66.14	278.66	94.36

CLASIFICACION PRIMARIA D15

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow	46.12	2.81	1.75	66.54	69.32	23.20	39.61	41.44	174.41	102.14
Underflow	74.84	2.92	2.16	81.51	91.82	16.98	42.61	60.16	187.61	74.75
Alimento	120.96	2.88	1.96	75.07	161.14	40.17	82.22	51.14	362.02	176.89

CLASIFICACION SECUNDARIA D15

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow	74.84	2.88	1.79	67.37	111.09	36.25	62.24	41.76	274.04	159.61
Underflow	106.35	3.11	2.35	84.67	125.60	19.25	53.45	63.98	235.35	84.77
Alimento	181.19	3.01	2.05	76.55	236.69	55.50	115.68	52.02	509.39	244.38

%CARGA CIRCULANTE= 142.10122

MOLINO DOMINION 11-1/2' x 10'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Alimento	181.19	3.05	2.26	83.34	217.42	36.23	96.06	61.85	422.96	159.52
Producto	181.19	3.05	2.26	83.34	217.42	36.23	96.06	61.85	422.96	159.52

OVERFLOW TOTAL A FLOTACION

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow total	120.96	2.85	1.77	67.05	180.41	59.45	101.85	41.63	448.46	261.75

**Tabla 51.- DISTRIBUCION GRANULOMETRICA DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACION
DATOS DE PLANTA**

		Rod Mill 9' x 12'				Hidrociclón primario Krebs D15				Ball Mill 11.5' x 10'				Hidrociclón Secundario Krebs D15			
		alimento		producto		overflow		underflow		alimento		producto		overflow		Underflow	
mallá	µm	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante
1	25400	1.39	98.61	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
3/4	19000	0.08	98.53	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
1/2	12700	13.79	84.74	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
3/8	9510	25.06	59.68	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
4	4760	21.92	37.76	0.52	99.48	0.00	100.00	2.76	97.24	1.79	98.21	0.82	99.18	0.00	100.00	1.33	98.67
8	2380	11.39	26.37	6.68	92.80	0.52	99.48	12.17	85.07	7.15	91.06	2.16	97.02	0.13	99.87	3.32	95.35
10	1680	4.47	21.90	11.22	81.58	3.05	96.43	15.91	69.16	9.72	81.34	3.19	93.83	0.61	99.26	4.78	90.57
12	1410	1.84	20.06	6.57	75.01	2.77	93.66	8.39	60.77	5.59	75.75	2.29	91.54	0.61	98.65	3.35	87.22
14	1190	1.24	18.82	5.06	69.95	2.70	90.96	6.09	54.68	4.33	71.42	2.10	89.44	0.68	97.97	2.97	84.25
16	1000	1.08	17.74	4.60	65.35	2.86	88.10	5.38	49.30	4.24	67.18	2.42	87.02	0.90	97.07	3.37	80.88
20	841	0.99	16.75	4.58	60.77	3.10	85.00	4.98	44.32	4.45	62.73	2.98	84.04	1.28	95.79	4.06	76.82
28	595	1.81	14.94	8.26	52.51	6.47	78.53	8.53	35.79	9.30	53.43	7.58	76.46	3.89	91.90	9.97	66.85
35	420	1.72	13.22	7.78	44.73	7.51	71.02	7.37	28.42	10.68	42.75	10.63	65.83	6.57	85.33	13.32	53.53
65	210	2.47	10.75	11.00	33.73	13.12	57.90	9.09	19.33	16.49	26.26	20.20	45.63	17.24	68.09	22.20	31.33
100	149	1.11	9.64	4.74	28.99	7.41	50.49	3.64	15.69	6.43	19.83	8.97	36.66	9.94	58.15	8.49	22.84
150	105	0.91	8.73	3.62	25.37	4.96	45.53	1.90	13.79	3.78	16.05	6.36	30.30	8.26	49.89	5.16	17.68
200	74	1.05	7.68	4.19	21.18	6.98	38.55	2.47	11.32	3.65	12.40	6.33	23.97	9.12	40.77	4.55	13.13
325	44	1.20	6.48	4.31	16.87	7.35	31.20	2.26	9.06	2.97	9.43	5.62	18.35	8.96	31.81	3.48	9.65
400	37	0.48	6.00	1.62	15.25	2.86	28.34	0.85	8.21	1.01	8.42	1.99	16.36	3.33	28.48	1.12	8.53
-400	-37	6.00	0.00	15.25	0.00	28.34	0.00	8.21	0.00	8.42	0.00	16.36	0.00	28.48	0.00	8.53	0.00
		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00	

Tabla 52.- DISTRIBUCION GRANULOMETRICA CORREGIDA

		Rod Mill 9' x 12'				Hidrociclón primario Krebs D15				Ball Mill 11.5' x 10'				Hidrociclón Secundario Krebs D15			
tamaño		alimento		producto		overflow		underflow		alimento		producto		overflow		underflow	
malla	µm	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante
1	25400	1.39	98.61	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
3/4	19000	0.08	98.53	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
1/2	12700	13.79	84.74	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
3/8	9510	25.06	59.68	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
4	4760	21.92	37.76	1.30	98.70	0.00	100.00	2.28	97.72	1.78	98.22	0.66	99.34	0.00	100.00	1.43	98.57
8	2380	11.39	26.37	7.39	91.31	0.00	100.00	11.79	85.93	7.00	91.22	1.77	97.57	0.29	99.71	3.63	94.94
10	1680	4.47	21.90	11.10	80.22	3.05	96.95	16.02	69.90	9.63	81.59	2.69	94.88	0.82	98.89	5.13	89.81
12	1410	1.84	20.06	6.36	73.86	2.85	94.10	8.52	61.38	5.60	75.99	1.95	92.93	0.75	98.14	3.54	86.27
14	1190	1.24	18.82	4.88	68.98	2.77	91.33	6.18	55.20	4.38	71.61	1.80	91.13	0.80	97.34	3.12	83.15
16	1000	1.08	17.74	4.47	64.51	2.91	88.42	5.43	49.77	4.31	67.30	2.10	89.03	1.03	96.31	3.52	79.63
20	841	0.99	16.75	4.35	60.15	3.19	85.23	5.07	44.70	4.56	62.73	2.61	86.41	1.43	94.88	4.21	75.42
28	595	1.81	14.94	7.87	52.28	6.62	78.62	8.65	36.05	9.60	53.14	6.78	79.63	4.22	90.66	10.26	65.16
35	420	1.72	13.22	7.48	44.80	7.62	70.99	7.40	28.65	11.05	42.09	9.75	69.89	6.93	83.72	13.62	51.54
65	210	2.47	10.75	10.69	34.11	13.24	57.76	9.12	19.54	16.89	25.20	19.53	50.35	17.52	66.21	22.36	29.18
100	149	1.11	9.64	4.97	29.14	7.32	50.43	3.52	16.02	6.38	18.82	9.19	41.16	9.85	56.36	8.39	20.79
150	105	0.91	8.73	3.26	25.88	5.10	45.34	2.13	13.89	3.78	15.04	6.74	34.42	8.10	48.26	4.94	15.85
200	74	1.05	7.68	4.21	21.67	6.97	38.36	2.50	11.39	3.54	11.50	6.91	27.51	8.88	39.38	4.27	11.58
325	44	1.20	6.48	4.26	17.41	7.37	30.99	2.35	9.04	2.82	8.68	6.32	21.19	8.67	30.70	3.16	8.42
400	37	0.48	6.00	1.63	15.78	2.86	28.14	0.87	8.17	0.94	7.73	2.27	18.92	3.21	27.49	0.99	7.43
-400	-37	6.00	0.00	15.78	0.00	28.14	0.00	8.17	0.00	7.73	0.00	18.92	0.00	27.49	0.00	7.43	0.00
		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00	

Tabla 55.- Flujos residuales y multiplicadores de Lagrange

mallá	Δ_1	Δ_2	Δ_3	λ_1	λ_2	λ_3	Δa	Δb	Δc	Δd	Δe	Δf	Δg	
1														
3/4														
1/2														
3/8														
4	1.188	-0.196	-0.375	-0.779	-0.005	0.109	-0.779	0.297	0.478	0.008	0.163	-0.067	-0.100	
8	1.048	0.261	-0.954	-0.710	-0.098	0.258	-0.710	0.271	0.379	0.147	0.387	-0.160	-0.313	
10	-0.213	0.513	-1.182	0.124	-0.061	0.334	0.124	-0.047	-0.115	0.092	0.500	-0.207	-0.347	
12	-0.323	0.237	-0.763	0.213	0.006	0.226	0.213	-0.081	-0.128	-0.008	0.338	-0.140	-0.194	
14	-0.263	0.107	-0.652	0.180	0.034	0.200	0.180	-0.069	-0.090	-0.051	0.299	-0.123	-0.145	
16	-0.181	0.060	-0.693	0.130	0.046	0.214	0.130	-0.049	-0.052	-0.069	0.321	-0.133	-0.148	
20	-0.317	0.015	-0.770	0.226	0.077	0.244	0.226	-0.086	-0.093	-0.115	0.366	-0.151	-0.147	
28	-0.515	-0.113	-1.661	0.387	0.198	0.533	0.387	-0.148	-0.117	-0.297	0.799	-0.330	-0.295	
35	-0.357	-0.273	-1.811	0.295	0.248	0.589	0.295	-0.113	-0.030	-0.371	0.882	-0.364	-0.300	
65	-0.373	-0.442	-1.310	0.311	0.266	0.446	0.311	-0.119	-0.028	-0.399	0.668	-0.276	-0.158	
100	0.337	-0.085	0.475	-0.229	-0.034	-0.148	-0.229	0.087	0.121	0.052	-0.221	0.091	0.100	
150	-0.553	-0.050	0.863	0.361	-0.002	-0.254	0.361	-0.138	-0.225	0.004	-0.381	0.157	0.222	
200	0.000	-0.061	1.263	-0.018	-0.072	-0.388	-0.018	0.007	-0.034	0.108	-0.581	0.240	0.277	
325	-0.109	-0.009	1.509	0.047	-0.098	-0.466	0.047	-0.018	-0.090	0.147	-0.698	0.288	0.324	
400	-0.004	0.002	0.602	-0.009	-0.044	-0.187	-0.009	0.003	-0.022	0.066	-0.281	0.116	0.126	
-400	0.635	0.033	5.459	-0.530	-0.458	-1.710	-0.530	0.202	0.045	0.687	-2.562	1.058	1.101	
							Sumatoria	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
							Sumatoria de Cuadrados	2.073	0.301	0.514	0.947	10.390	1.773	2.001
							Desviación Standard	0.372	0.137	0.179	0.243	0.806	0.333	0.354
							Varianza	0.138	0.020	0.034	0.063	0.693	0.118	0.133

Tabla 56.- HIDROCICLON D15 DE CLASIFICACION PRIMARIA

Tamaño micrones (mesh)	46.12 OVER	74.84 UNDER	PESO Calc. Feed CICLON I	%PESO Calc. Feed CICLON I	120.96 Partición Finos CICLON I	120.96 Partición Gruesos CICLON I
4760	-	2.28	1.71	1.41	-	100.00
2380	-	11.79	8.82	7.30	-	100.00
1680	3.05	16.02	13.40	11.08	10.50	89.50
1410	2.85	8.52	7.69	6.36	17.10	82.90
1190	2.77	6.18	5.90	4.88	21.63	78.37
1000	2.91	5.43	5.41	4.47	24.82	75.18
841	3.19	5.07	5.27	4.35	27.91	72.09
595	6.62	8.65	9.52	7.87	32.05	67.95
420	7.62	7.40	9.05	7.48	38.83	61.17
210	13.24	9.12	12.93	10.69	47.22	52.78
149	7.32	3.52	6.01	4.97	56.18	43.82
105	5.10	2.13	3.94	3.26	59.65	40.35
74	6.97	2.50	5.09	4.21	63.19	36.81
44	7.37	2.35	5.16	4.26	65.90	34.10
37	2.86	0.87	1.97	1.63	66.87	33.13
-37	28.14	8.17	19.09	15.78	67.98	32.02
	100.00	100.00	120.96	100.00		

Tabla 57.-HIDROCICLON D15 DE CLASIFICACION SECUNDARIA

Tamaño micrones (mesh)	74.84 OVER	106.35 UNDER	PESO Calc. Feed CICLON II	%PESO Calc. Feed CICLON II	181.19 Partición Finos CICLON II	181.19 Partición Gruesos CICLON II
4760	-	1.43	1.52	0.84	-	100.00
2380	0.29	3.63	4.08	2.25	5.31	94.69
1680	0.82	5.13	6.06	3.35	10.08	89.92
1410	0.75	3.54	4.33	2.39	12.96	87.04
1190	0.80	3.12	3.91	2.16	15.36	84.64
1000	1.03	3.52	4.51	2.49	17.12	82.88
841	1.43	4.21	5.55	3.06	19.31	80.69
595	4.22	10.26	14.08	7.77	22.44	77.56
420	6.93	13.62	19.67	10.86	26.38	73.62
210	17.52	22.36	36.89	20.36	35.54	64.46
149	9.85	8.39	16.29	8.99	45.24	54.76
105	8.10	4.94	11.32	6.25	53.59	46.41
74	8.88	4.27	11.19	6.18	59.39	40.61
44	8.67	3.16	9.85	5.43	65.91	34.09
37	3.21	0.99	3.46	1.91	69.47	30.53
-37	27.49	7.43	28.47	15.72	72.25	27.75
	100.00	100.00	181.19	100.00		

Tabla 58.- DATOS PARA GRAFICO CURVA TROMP – HIDROCICLON PRIMARIO

Tamaño micrones	tamaño promedio	Partición Finos CICLON I	Partición Gruesos CICLON I	Partición Corregida Finos	Partición Corregida Gruesos
4760	4760	-	100.00	-	100.00
2380	3366	-	100.00	-	100.00
1,680	2000	10.50	89.50	18.18	81.82
1,410	1539	17.10	82.90	29.61	70.39
1,190	1295	21.63	78.37	37.47	62.53
1,000	1091	24.82	75.18	42.98	57.02
841	917	27.91	72.09	48.33	51.67
595	707	32.05	67.95	55.50	44.50
420	500	38.83	61.17	67.25	32.75
210	297	47.22	52.78	81.78	18.22
149	177	56.18	43.82	97.30	2.70
105	125	59.65	40.35	103.30	-3.30
74	88	63.19	36.81	109.43	-9.43
44	57	65.90	34.10	114.12	-14.12
37	40	66.87	33.13	115.82	-15.82
37	19	67.98	32.02	117.74	-17.74

corto circuito= 0.4226

Tabla 59.- DATOS PARA GRAFICO CURVA TROMP - HIDROCICLON SECUNDARIO

Tamaño micrones	tamaño promedio	Partición Finos CICLON II	Partición Gruesos CICLON II	Partición Corregida Finos	Partición Corregida Gruesos
4760	4760	-	100.00	-	100.00
2380	3366	5.31	94.69	8.14	91.86
1680	2000	10.08	89.92	15.43	84.57
1410	1539	12.96	87.04	19.84	80.16
1190	1295	15.36	84.64	23.52	76.48
1000	1091	17.12	82.88	26.21	73.79
841	917	19.31	80.69	29.57	70.43
595	707	22.44	77.56	34.36	65.64
420	500	26.38	73.62	40.39	59.61
210	297	35.54	64.46	54.41	45.59
149	177	45.24	54.76	69.26	30.74
105	125	53.59	46.41	82.05	17.95
74	88	59.39	40.61	90.94	9.06
44	57	65.91	34.09	100.91	-0.91
37	40	69.47	30.53	106.36	-6.36
-37	19	72.25	27.75	110.62	-10.62

corto circuito= 0.3469

Fig. 100.- MOLINO PRIMARIO 9 X 12

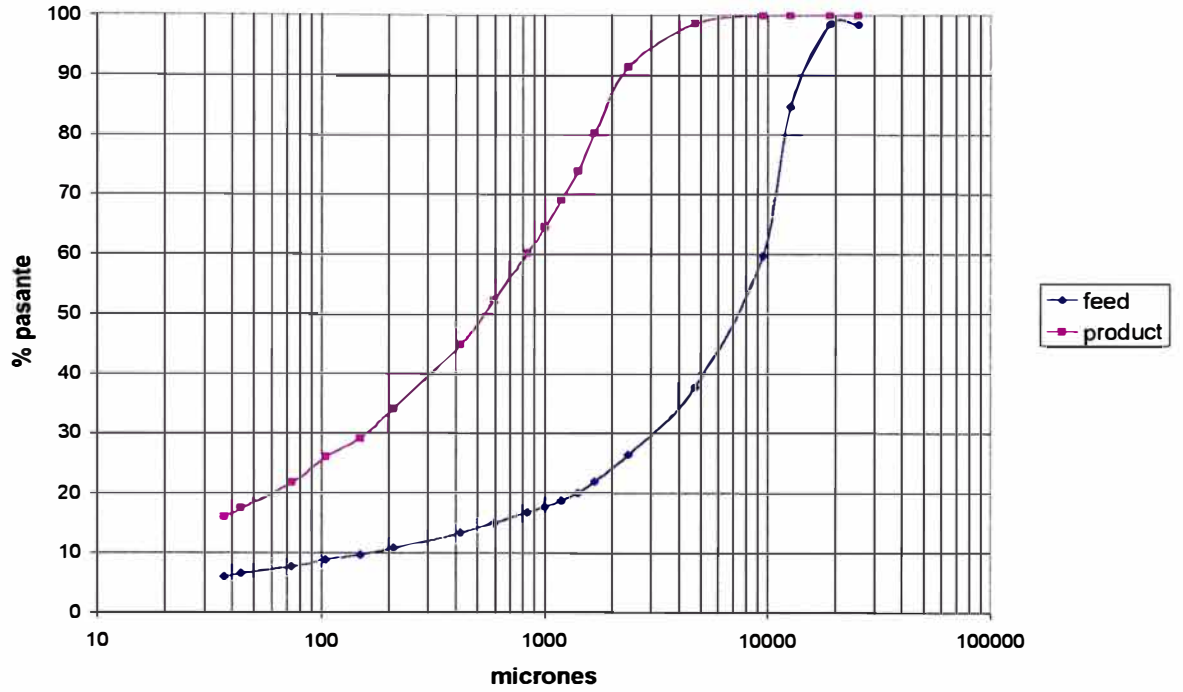


Fig. 101.- MOLINO SECUNDARIO 11.5 X 10

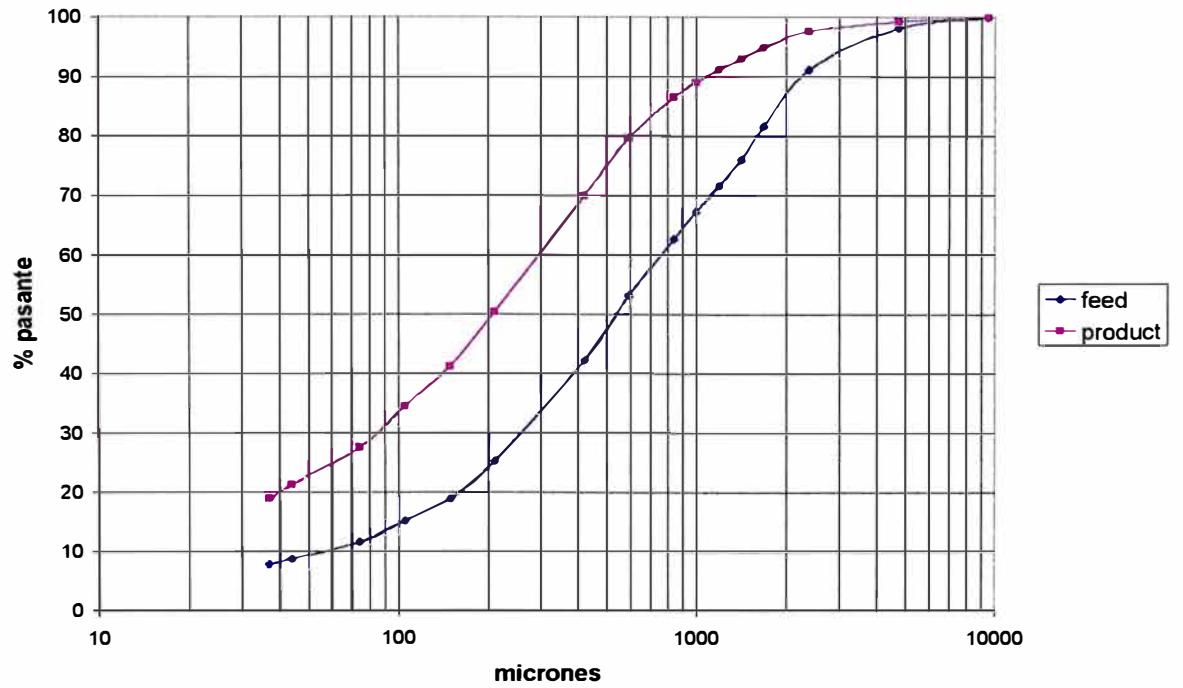


Fig. 102.- CLASIFICACION PRIMARIA

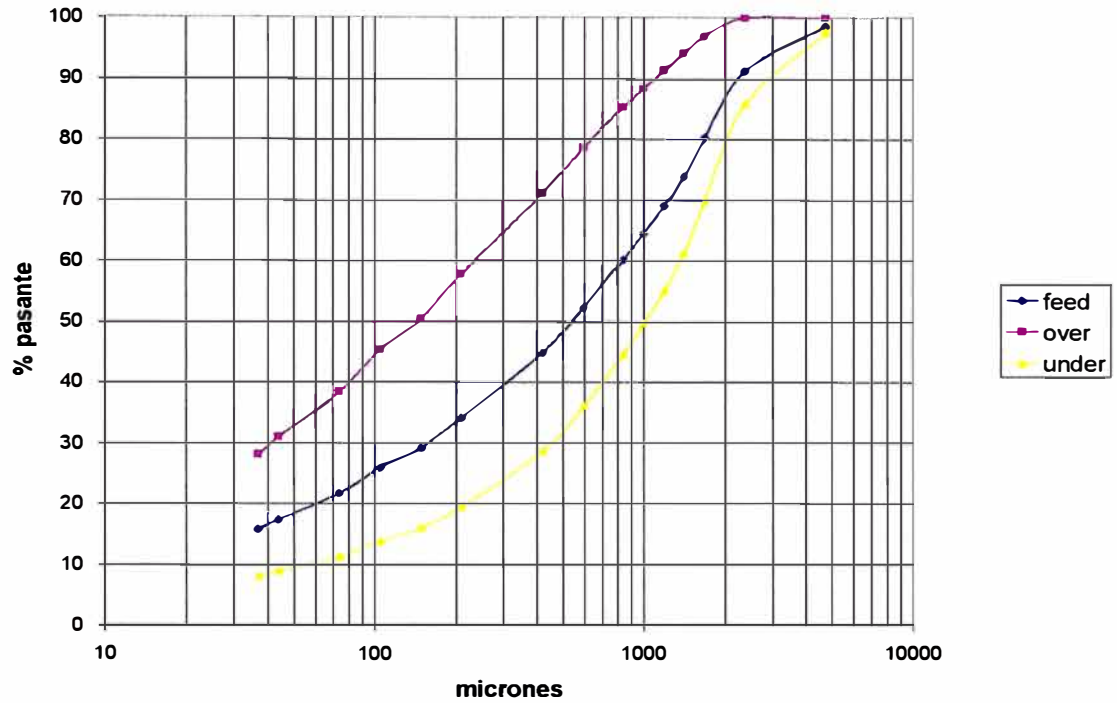


Fig. 103.- CLASIFICACION SECUNDARIA

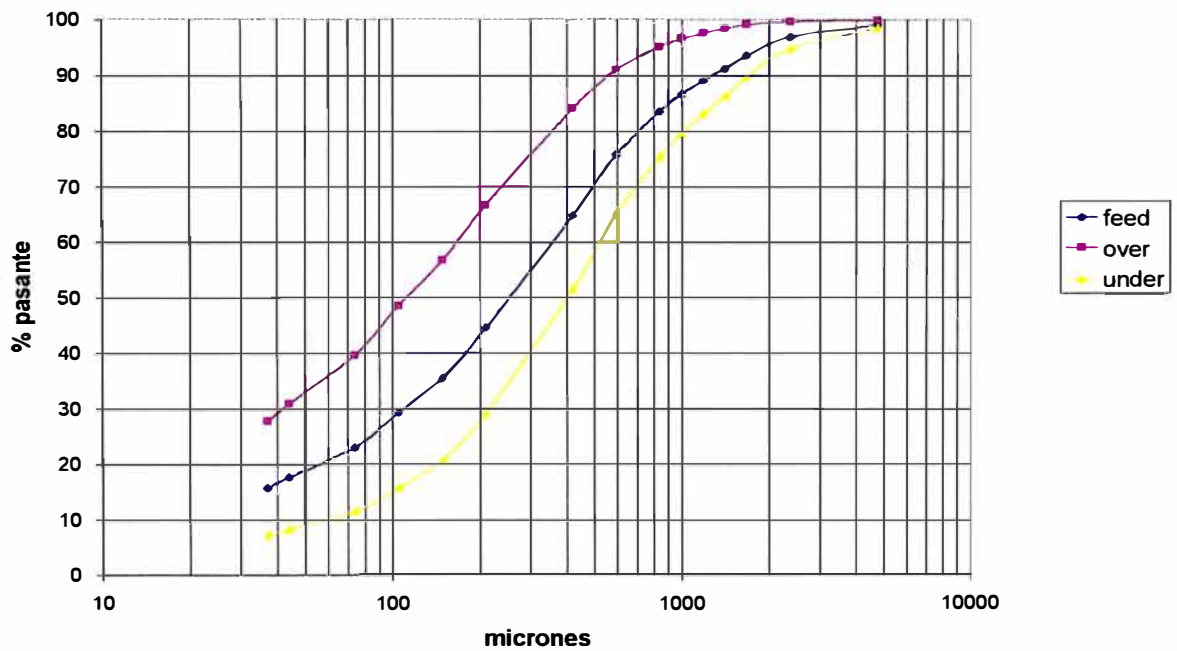


Fig. 104.- CURVA TROMP - CICLON PRIMARIO

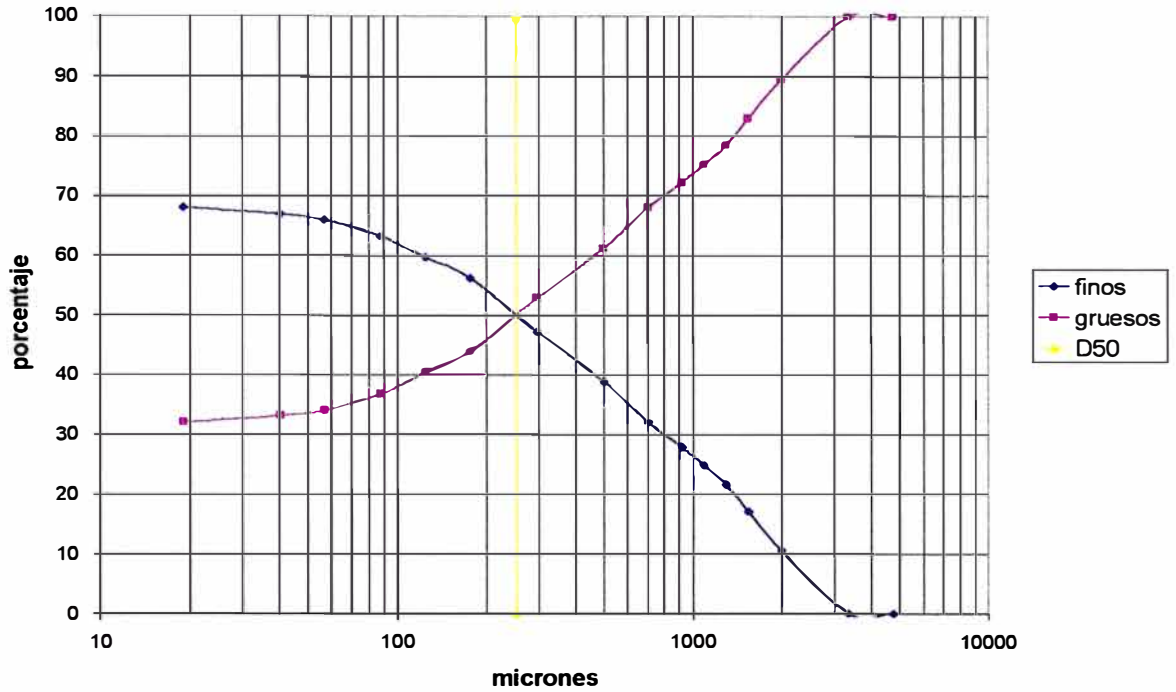


Fig. 105.- CLASIFICACION PRIMARIA - PARTICION CORREGIDA

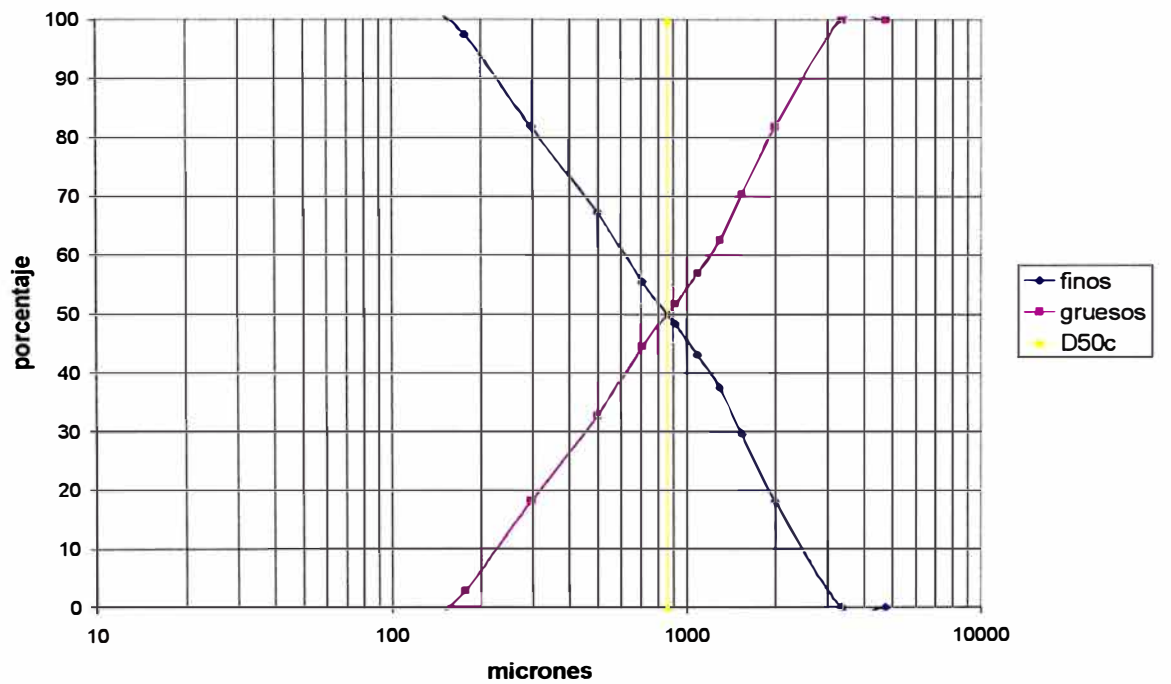


Fig. 106.- CURVA TROMP - CICLON SECUNDARIO

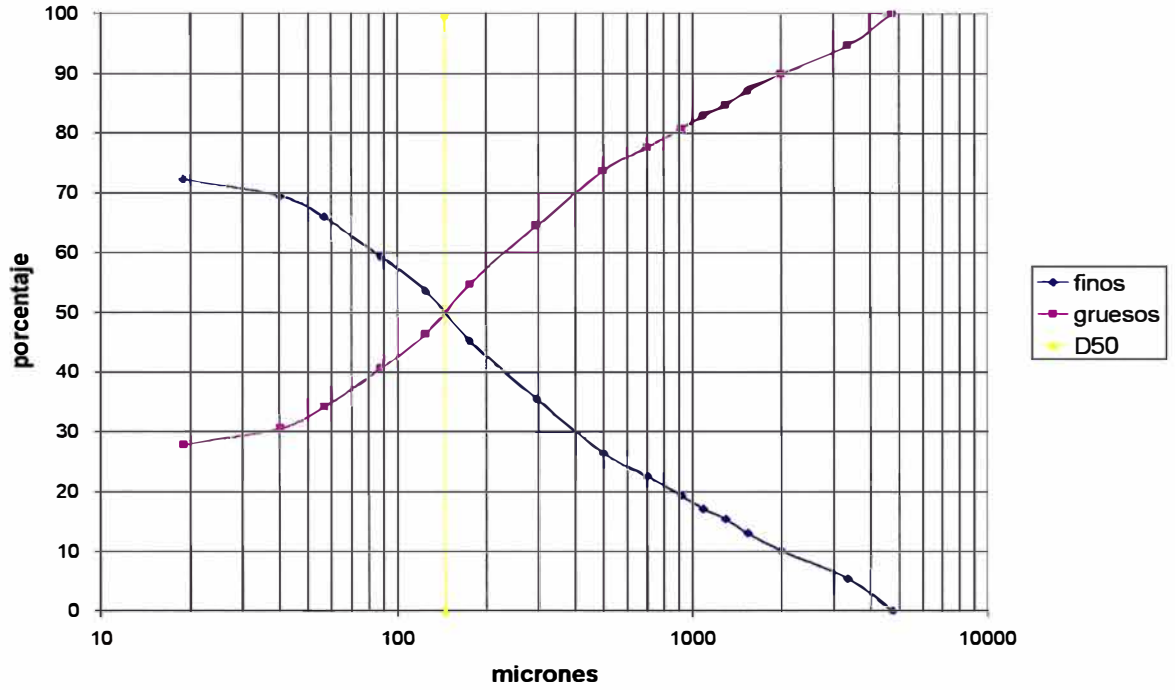
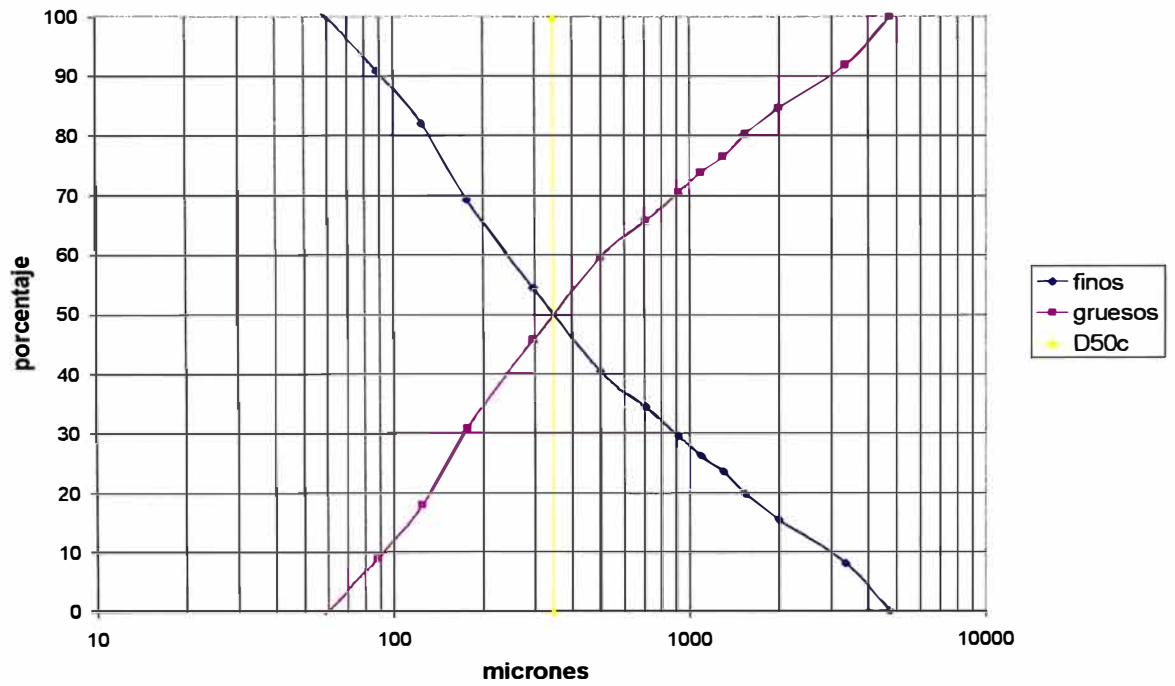


Fig. 107.- CLASIFICACION SECUNDARIA - PARTICIÓN CORREGIDA



V.4.4.- CIRCUITO N^o 4:

Este circuito analizado en la página 187, se resuelve en base al ejemplo N^o 2 (página 158), para determinar la distribución granulométrica que minimice los errores de análisis y del balance de masa; el tratamiento de datos para el cálculo de la eficiencia de hidrociclones (Curva Tromp) sigue el modelo expuesto en el ejemplo de la página 138 (Sección II.F.2.1).

Como resultado de la aplicación del método de Multiplicadores de Lagrange, se obtienen los resultados que se resumen en las siguientes Tablas y Figuras:

- ❖ Tabla 60.- Balance del circuito de molienda-clasificación, muestra los resultados finales en flujo másico y las características de las corrientes del circuito.
- ❖ Tabla 61.- Distribución granulométrica, obtenida por muestreo de las corrientes indicadas.
- ❖ Tabla 62.- Distribución granulométrica corregida.
- ❖ Tabla 63.- Datos para la corrección de la distribución granulométrica.
- ❖ Tabla 64.- Resultados de la corrección de datos, conforme al método de Multiplicadores de Lagrange.
- ❖ Tabla 65.- Diferencias de flujo y multiplicadores de Lagrange.
- ❖ Tabla 66.- Resumen del cálculo de eficiencia del hidrociclón primario.
- ❖ Tabla 67.- Resumen del cálculo de eficiencia del hidrociclón secundario.

❖ Tabla 68.- Cálculo para la curva Tromp del hidrociclón primario

❖ Tabla 69.- Cálculo para la curva Tromp del hidrociclón secundario

Las figuras corresponden a las distribuciones granulométricas en % pasante acumulado vs tamaño de partícula:

- ❖ Figura 108.- Molino primario de barras Marcy 9'x12'.
- ❖ Figura 109.- Molino secundario de bolas Dominion 11 ½'x 10'.
- ❖ Figura 110.- Clasificación primaria en el hidrociclón Krebs D15.
- ❖ Figura 111.- Clasificación secundaria en el hidrociclón Krebs D15.

- ❖ Figura 112.- Curva Tromp del hidrociclón primario.
- ❖ Figura 113.- Curva Tromp corregida del hidrociclón primario.
- ❖ Figura 114.- Curva Tromp del hidrociclón secundario.
- ❖ Figura 115.- Curva Tromp corregida del hidrociclón Krebs D15

Tabla 60.- BALANCE DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACION

MOLINO PRIMARIO MARCY 9' x 12'

TMHPH= 124.00
 % H₂O= 3.44
 TMSPH= 119.73
 Agua al Rod mill = 87.55 USGM
 Agua en Mineral = 18.78 USGM

MOLINO PRIMARIO ROD MILL 9' x 12'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Producto Rod mill 9'x12'	119.73	3.03	2.26	83.22	143.88	24.15	63.67	62.07	280.34	106.33

CLASIFICACION PRIMARIA D15

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow	49.65	2.88	1.78	67.13	73.96	24.31	41.55	41.49	182.96	107.05
Underflow	70.09	2.98	2.20	82.09	85.37	15.29	38.81	60.61	170.87	67.31
Alimentación	119.73	2.95	1.86	75.15	159.33	39.60	80.36	50.51	353.83	174.36

CLASIFICACION SECUNDARIA D15

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow	70.09	2.98	1.81	67.35	104.06	33.97	57.49	40.91	253.15	149.58
Underflow	91.49	3.17	2.24	80.87	113.13	21.64	50.50	57.14	222.39	95.31
Alimentación	161.57	3.09	2.02	74.39	217.19	55.62	108.00	48.42	475.53	244.89

%CARGA CIRCULANTE= 130.5325062

MOLINO DOMINION 11-1/2' x 10'

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Alimento	161.57	3.09	2.22	81.39	198.50	36.93	89.31	58.55	393.26	162.62
Producto	161.57	3.09	2.22	81.39	198.50	36.93	89.31	58.55	393.26	162.62

OVERFLOW TOTAL A FLOTACION

	MS	DS	DP	PS	MP	MW	QP	PSV	PULPA USGPM	AGUA USGPM
Overflow total	119.73	2.94	1.80	67.26	178.02	58.28	99.04	41.15	436.10	256.63

**Tabla 61.- DISTRIBUCION GRANULOMETRICA DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACION
DATOS DE PLANTA**

		Rod Mill 9' x 12'				Hidrociclón primario Krebs D15				Ball Mill 11.5' x 10'				Hidrociclón Secundario Krebs D15			
		alimento		producto		overflow		underflow		alimento		producto		overflow		underflow	
mallá	µm	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante
3/4	19000	0.35	99.65	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
1/2	12700	1.07	98.58	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
3/8	9510	7.98	90.60	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
1/4	6350	17.19	73.41	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
4	4760	14.44	58.97	0.19	99.81	0.00	100.00	0.34	99.66	0.31	99.69	0.17	99.83	0.00	100.00	0.29	99.71
12	1410	25.57	33.40	22.24	77.57	5.58	94.42	33.08	66.58	20.53	79.16	6.08	93.75	0.68	99.32	10.43	89.28
20	841	5.93	27.47	14.14	63.43	8.68	85.74	17.70	48.88	14.78	64.38	7.75	86.00	1.95	97.37	11.55	77.73
35	420	4.82	22.65	13.08	50.35	14.15	71.59	13.37	35.51	14.31	50.07	11.53	74.47	6.14	91.23	14.50	63.23
65	210	6.22	16.43	15.38	34.97	18.97	52.62	13.04	22.47	20.70	29.37	23.23	51.24	18.71	72.52	25.86	37.37
100	149	2.30	14.13	5.61	29.36	6.37	46.25	3.47	19.00	5.59	23.78	8.07	43.17	9.03	63.49	8.40	28.97
150	105	1.57	12.56	2.56	26.80	4.99	41.26	2.84	16.16	3.67	20.11	6.23	36.94	8.38	55.11	6.00	22.97
200	74	1.83	10.73	4.22	22.58	6.31	34.95	2.77	13.39	3.75	16.36	6.41	30.53	8.83	46.28	4.50	18.47
270	53	1.22	9.51	2.91	19.67	4.47	30.48	1.80	11.59	2.51	13.85	4.28	26.25	5.86	40.42	2.55	15.92
400	37	1.27	8.24	2.91	16.76	4.62	25.86	1.79	9.80	2.24	11.61	4.08	22.17	5.92	34.50	2.39	13.53
-400	-37	8.24	0.00	16.76	0.00	25.86	0.00	9.80	0.00	11.61	0.00	22.17	0.00	34.50	0.00	13.53	0.00
		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00	

Tabla 62.- DISTRIBUCION GRANULOMETRICA CORREGIDA

		Rod Mill 9' x 12'				Hidrociclón primario Krebs D15				Ball Mill 11.5' x 10'				Hidrociclón Secundario Krebs D15			
		alimento		producto		overflow		Underflow		alimento		producto		overflow		underflow	
mallá	µm	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante	% peso	% pasante
3/4	19000	0.35	99.65	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
1/2	12700	1.07	98.58	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
3/8	9510	7.98	90.60	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
1/4	6350	17.19	73.41	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00	0.00	100.00
4	4760	14.44	58.97	0.20	99.80	0.00	100.00	0.34	99.66	0.31	99.69	0.17	99.83	0.00	100.00	0.29	99.71
12	1410	25.57	33.40	21.89	77.91	5.72	94.28	33.35	66.32	20.38	79.31	6.19	93.64	0.63	99.37	10.45	89.26
20	841	5.93	27.47	14.08	63.84	8.71	85.57	17.88	48.44	14.45	64.85	7.58	86.07	2.02	97.34	11.83	77.43
35	420	4.82	22.65	13.52	50.32	13.97	71.60	13.20	35.24	14.12	50.73	11.14	74.93	6.31	91.03	14.83	62.60
65	210	6.22	16.43	15.50	34.82	18.92	52.68	13.07	22.17	20.47	30.26	22.97	51.96	18.82	72.21	26.14	36.46
100	149	2.30	14.13	4.91	29.91	6.66	46.02	3.66	18.51	6.09	24.17	8.36	43.60	8.90	63.31	7.95	28.51
150	105	1.57	12.56	3.26	26.65	4.70	41.32	2.25	16.26	4.09	20.07	6.67	36.93	8.19	55.12	5.51	23.00
200	74	1.83	10.73	4.23	22.42	6.31	35.01	2.76	13.50	3.75	16.32	6.39	30.54	8.84	46.28	4.51	18.49
270	53	1.22	9.51	2.93	19.49	4.46	30.55	1.85	11.64	2.35	13.97	4.12	26.42	5.93	40.35	2.73	15.75
400	37	1.27	8.24	2.96	16.53	4.60	25.95	1.79	9.85	2.18	11.79	3.99	22.43	5.96	34.39	2.48	13.28
-400		8.24	0.00	16.53	0.00	25.96	0.00	9.85	0.00	11.79	0.00	22.43	0.00	34.39	0.00	13.28	0.00
		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00		100.00	

Tabla 65.- Residuales de flujo y multiplicadores de Lagrange

mallá	Δ_1	Δ_2	Δ_3	λ_1	λ_2	λ_3	Δa	Δb	Δc	Δd	Δe	Δf	Δg	
3/4	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
1/2	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
3/8	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
1/4	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
4	-0.009	-0.002	0.008	0.006	0.001	-0.003	-0.006	0.002	0.004	-0.001	0.004	-0.002	-0.002	
12	0.563	0.371	-0.163	-0.347	-0.109	0.082	0.347	-0.144	-0.267	0.147	-0.111	0.048	-0.020	
20	0.180	0.759	0.492	-0.064	-0.241	-0.128	0.064	-0.027	-0.179	0.325	0.172	-0.075	-0.282	
35	-0.613	0.405	0.886	0.437	-0.140	-0.293	-0.437	0.181	0.174	0.188	0.395	-0.171	-0.330	
65	-0.119	0.541	0.636	0.117	-0.170	-0.195	-0.117	0.048	-0.031	0.229	0.264	-0.114	-0.279	
100	0.938	-0.906	-0.814	-0.703	0.371	0.217	0.703	-0.291	-0.194	-0.501	-0.293	0.127	0.450	
150	-1.172	-1.294	-1.083	0.702	0.314	0.327	-0.702	0.291	0.595	-0.424	-0.442	0.192	0.490	
200	-0.018	0.001	0.043	0.011	0.002	-0.016	-0.011	0.005	0.008	-0.002	0.022	-0.009	-0.011	
270	0.003	0.385	0.397	0.025	-0.118	-0.119	-0.025	0.010	-0.054	0.159	0.161	-0.070	-0.181	
400	-0.053	0.149	0.214	0.046	-0.045	-0.068	-0.046	0.019	0.000	0.061	0.092	-0.040	-0.087	
-400	0.301	-0.408	-0.616	-0.229	0.135	0.195	0.229	-0.095	-0.055	-0.183	-0.264	0.114	0.253	
	Sumatoria =						0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	Sumatoria de Cuadrados =						1.372	0.236	0.532	0.709	0.653	0.123	0.814	
	Desviación Estándar =						0.313	0.130	0.195	0.225	0.216	0.094	0.241	
	Varianza =						0.098	0.017	0.038	0.051	0.047	0.009	0.058	

Tabla 66.-HIDROCICLON D15 DE CLASIFICACION PRIMARIA

Tamaño micrones (mesh)	49.65 OVER	70.08 UNDER	PESO Calc. Feed CICLON I	%PESO Calc. Feed CICLON I	119.73 Partición Finos CICLON I	119.73 Partición Gruesos CICLON I
6350	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
4760	-	0.34	0.24	0.20	-	100.00
1410	5.72	33.35	26.21	21.89	10.84	89.16
841	8.71	17.88	16.85	14.08	25.65	74.35
420	13.97	13.20	16.18	13.52	42.85	57.15
210	18.92	13.07	18.55	15.50	50.63	49.37
149	6.66	3.66	5.88	4.91	56.29	43.71
105	4.70	2.25	3.91	3.26	59.72	40.28
74	6.31	2.76	5.07	4.23	61.79	38.21
53	4.46	1.85	3.51	2.93	63.01	36.99
37	4.60	1.79	3.54	2.96	64.55	35.45
-37	25.96	9.85	19.79	16.53	65.10	34.90
	100.00	100.00	119.73	100.00		

Tabla 67.-HIDROCICLON D15 DE CLASIFICACION SECUNDARIA

Tamaño micrones (mesh)	70.08 OVER	91.48 UNDER	PESO Calc. Feed CICLON II	%PESO Calc. Feed CICLON II	161.57 Partición Finos CICLON II	161.57 Partición Gruesos CICLON II
6350	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
6350	-	-	-	-	-	100.00
4760	-	0.29	0.27	0.17	-	100.00
1410	0.63	10.45	10.00	6.19	4.43	95.57
841	2.02	11.83	12.24	7.58	11.59	88.41
420	6.31	14.83	17.99	11.14	24.59	75.41
210	18.82	26.14	37.11	22.97	35.55	64.45
149	8.90	7.95	13.51	8.36	46.17	53.83
105	8.19	5.51	10.78	6.67	53.24	46.76
74	8.84	4.51	10.32	6.39	60.02	39.98
53	5.93	2.73	6.65	4.12	62.45	37.55
37	5.96	2.48	6.44	3.99	64.83	35.17
-37	34.39	13.28	36.25	22.43	66.49	33.51
	100.00	100.00	161.56	100.00		

Tabla 68.- DATOS PARA GRAFICO CURVA TROMP – HIDROCICLON PRIMARIO

Tamaño micrones	tamaño promedio	Partición Finos CICLON I	Partición Gruesos CICLON I	Partición Corregida Finos	Partición Corregida Gruesos
6,350	4760	-	100.00	-	100.00
6,350	6350	-	100.00	-	100.00
6,350	6350	-	100.00	-	100.00
6,350	6350	-	100.00	-	100.00
6,350	6350	-	100.00	-	100.00
4,760	5498	-	100.00	-	100.00
1,410	2591	10.84	89.16	17.66	82.34
841	1089	25.65	74.35	41.78	58.22
420	594	42.85	57.15	69.80	30.20
210	297	50.63	49.37	82.46	17.54
149	177	56.29	43.71	91.69	8.31
105	125	59.72	40.28	97.27	2.73
74	88	61.79	38.21	100.64	-0.64
53	63	63.01	36.99	102.64	-2.64
37	44	64.55	35.45	105.14	-5.14
-37	19	65.10	34.90	106.04	-6.04

corto circuito= 0.3861

Tabla 69.- DATOS PARA GRAFICO CURVA TROMP – HIDROCICLON SECUNDARIO

Tamaño micrones	tamaño promedio	Partición Finos CICLON II	Partición Gruesos CICLON II	Partición Corregida Finos	Partición Corregida Gruesos
6350	4760	-	100.00	-	100.00
6350	6350	-	100.00	-	100.00
6350	6350	-	100.00	-	100.00
6350	6350	-	100.00	-	100.00
6350	6350	-	100.00	-	100.00
4760	5498	-	100.00	-	100.00
1410	2591	4.43	95.57	7.25	92.75
841	1089	11.59	88.41	18.98	81.02
420	594	24.59	75.41	40.25	59.75
210	297	35.55	64.45	58.21	41.79
149	177	46.17	53.83	75.59	24.41
105	125	53.24	46.76	87.16	12.84
74	88	60.02	39.98	98.26	1.74
53	63	62.45	37.55	102.24	-2.24
37	44	64.83	35.17	106.14	-6.14
-37	19	66.49	33.51	108.85	-8.85

Corto circuito= 0.3892

Fig. 108.- MOLINO PRIMARIO 9'X12'

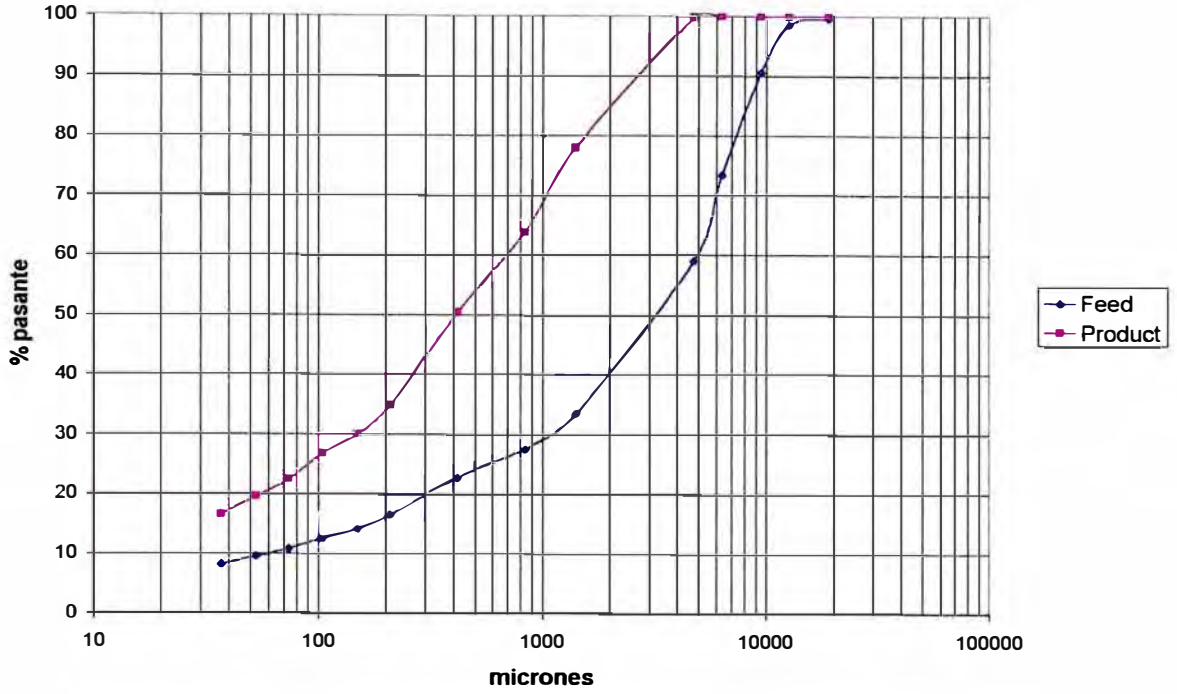


Fig. 109.- MOLINO SECUNDARIO 11.5 X 10

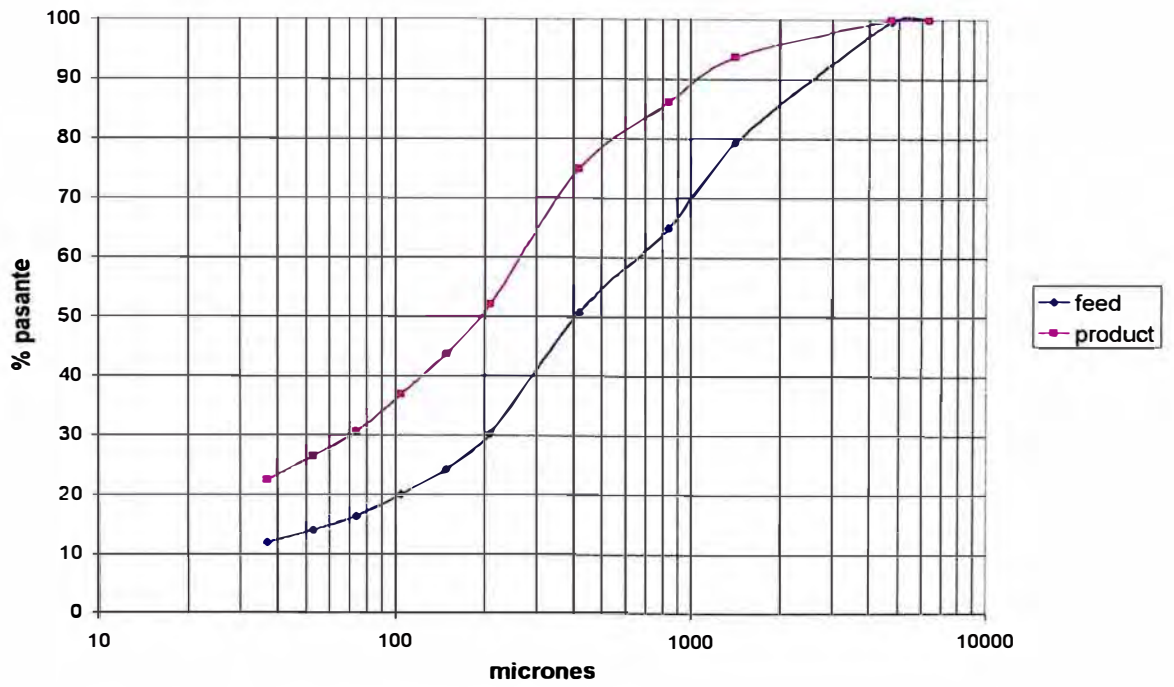


Fig. 110.- CLASIFICACION PRIMARIA

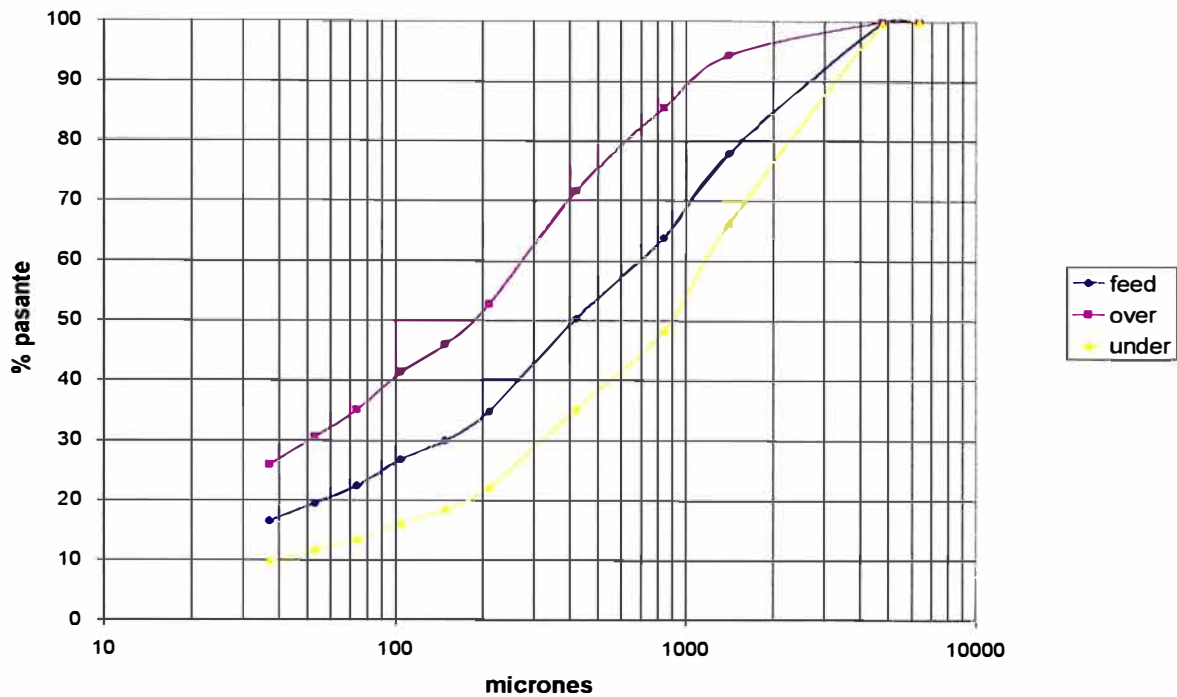


Fig. 111.- CLASIFICACION SECUNDARIA

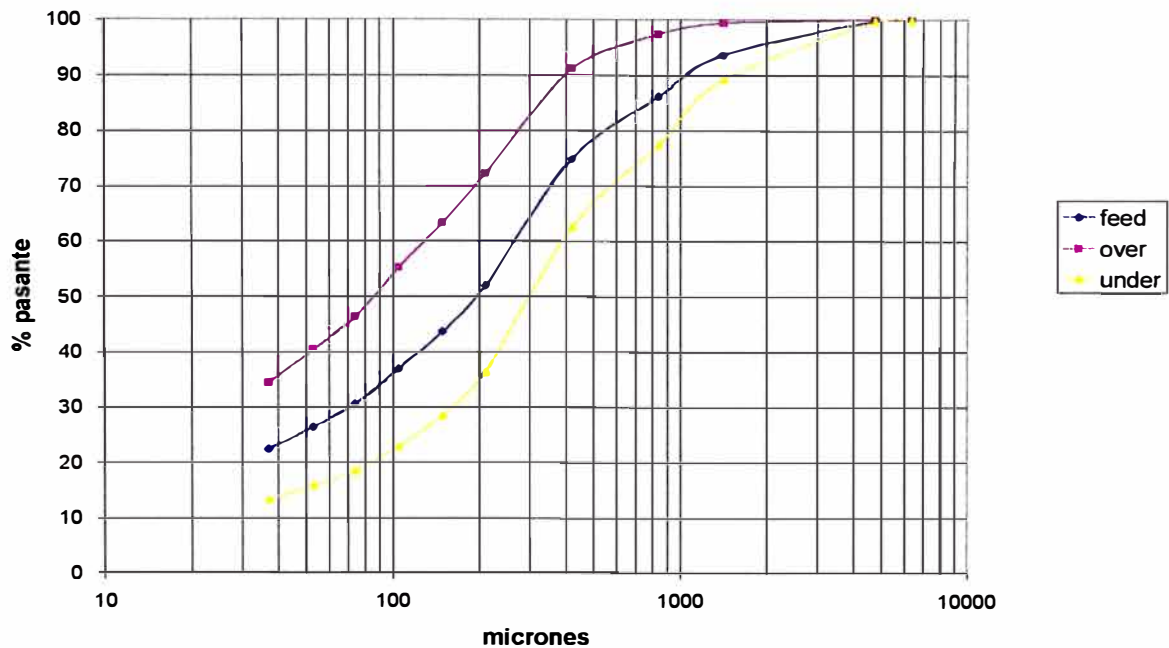


Fig. 112.- CURVA TROMP - CICLON PRIMARIO

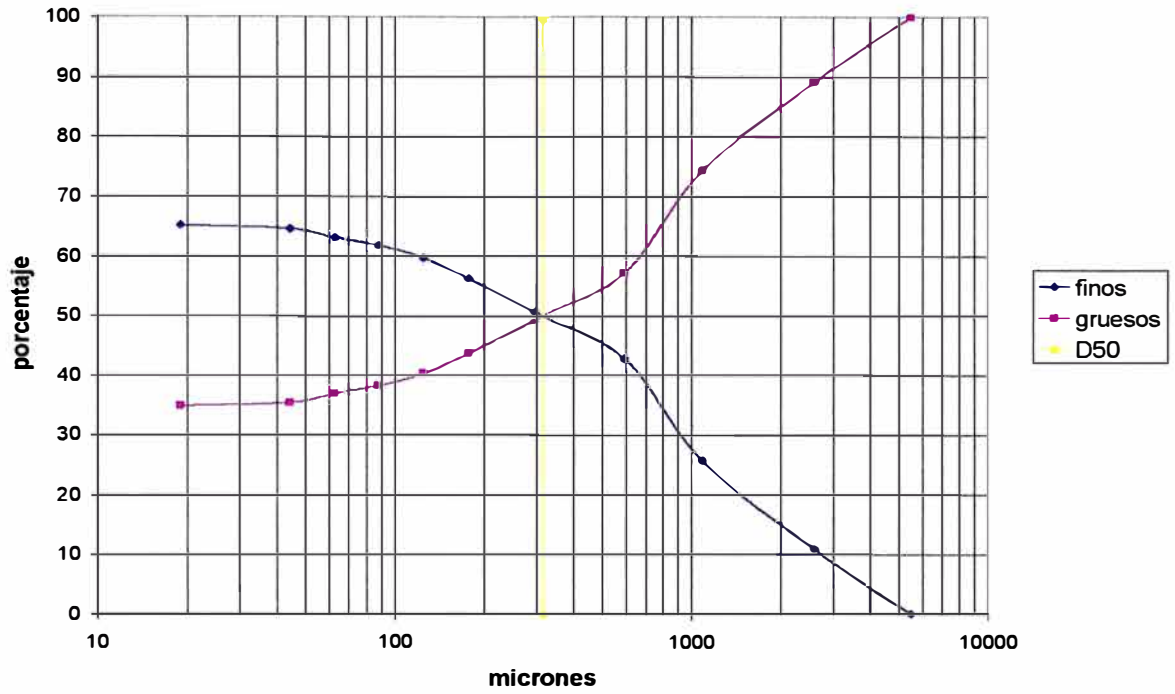


Fig. 113.- CLASIFICACION PRIMARIA - EFICIENCIA CORREGIDA

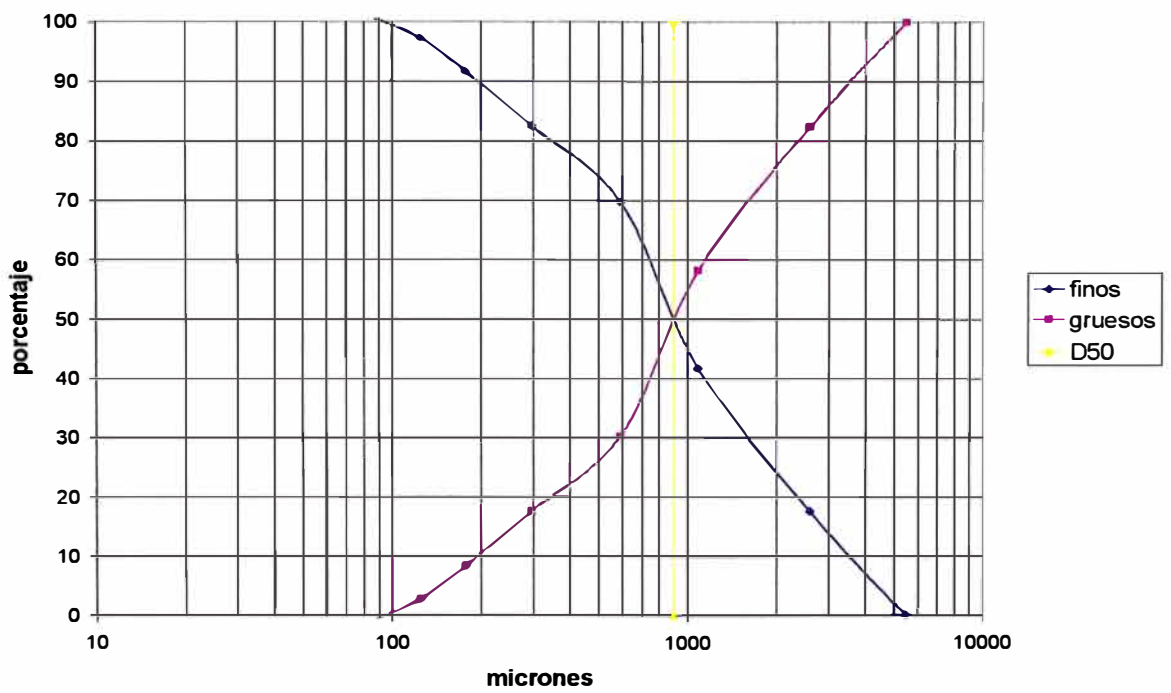


Fig. 114.- CURVA TROMP - CICLON SECUNDARIO

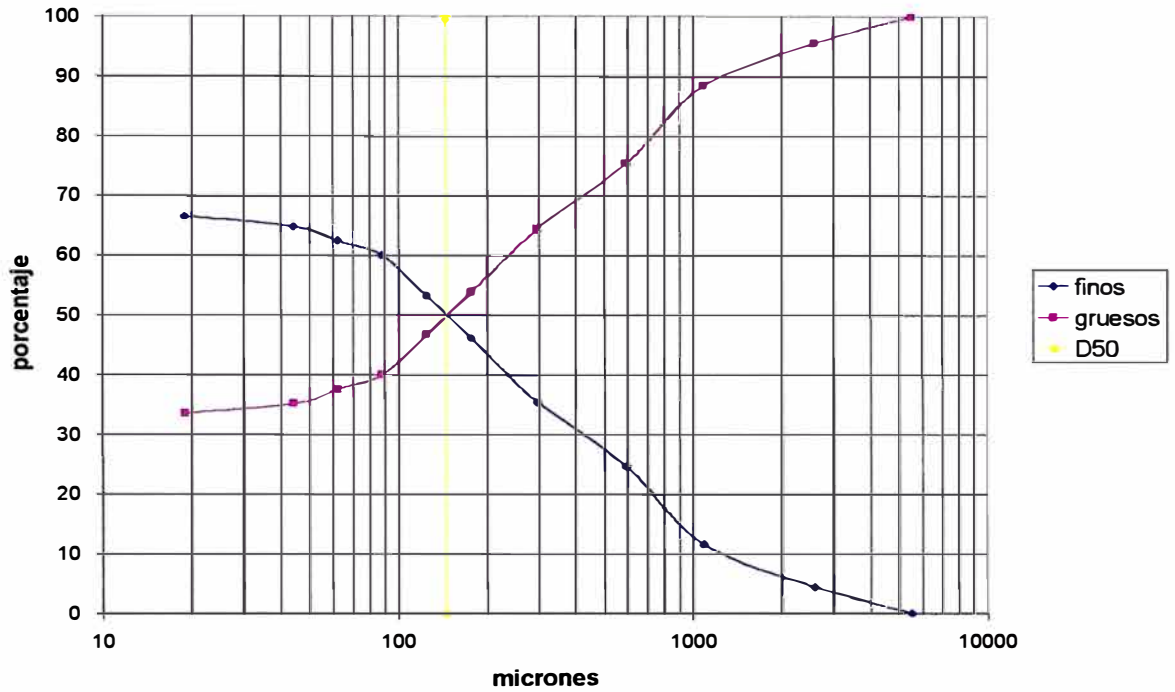
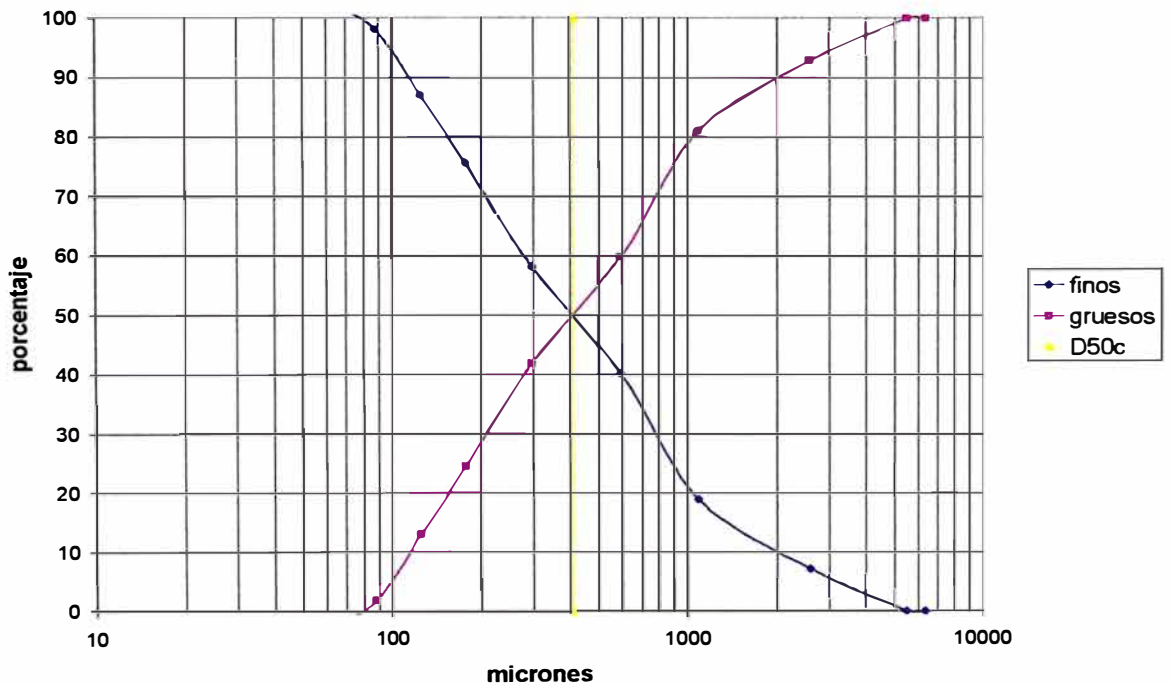


Fig. 115.- CLASIFICACION SECUNDARIA - PARTICION CORREGIDA



V.5.- FORMATO DE REGISTRO DE ACTIVIDADES.

A continuación se muestran los formatos de registro de actividades empleados por el Jefe de Guardia de Planta Concentradora para informar sobre las novedades ocurridas durante su turno de operación (Figura 116) e indicar las condiciones y dosificación de reactivos usados; nótese que los registros son sencillos y solo tienen por finalidad el informar las condiciones de operación.

- ❖ Figura 116.- ejemplo del formato de registro de novedades de guardia.
- ❖ Figura 117.- ejemplo del formato de registro de tonelaje y densidades de la sección molienda-clasificación; las densidades de pulpa están expresadas en g/L.
- ❖ Figura 118.- ejemplo del formato de registro de dosificación de reactivos en flotación bulk y zinc (dosis en cm^3/min) y condiciones de alcalinidad (pH); además se reportan densidades de descarga de los espesadores de concentrados bulk y zinc, que son alimentados a los respectivos filtros y las condiciones de operación de la descarga de relaves a relleno hidráulico y depósito de relaves de Chinchán y/o Tablachaca.



EMPRESA MINERA YAULIYACU S.A.

REPORTE DE GUARDIA

Fecha:

turno: de ..07. a ..15. hrs

SECCION CHANCADO:

Operaciones restringidas por falta de mineral; chancadora # 4 en reparación de 10 a 13 horas (cambio del bowl liner)

CHANCADORA No	1	2	3	4
HORAS OPERATIVAS	6	6	6	4

SECCION MOLIENDA:

*Operaciones continuas y sin contratiempos; tonelaje se mantuvo constante en 125 tph
Se aprecia un buen grado de molienda; se revisaron bombas en stand by*

MOLINO	9' x 12'	DOMINION	8' x 6'	DENVER
HORAS OPERATIVAS	8	8	8	8

NUMERO INICIAL	NUMERO FINAL	TONELAJE
56893	57896	1000

SECCION FLOTACION BULK

Flotación aceptable ; se requirió elevar la dosis de depresores debido a la presencia de gran cantidad de pirita. En reparación celda # 6 del banco scavenger

SECCION FLOTACION ZINC

Operaciones normales, apreciándose mineral de buena ley en zinc y granulometría aceptable del relave final. Acondicionador #3 en reparación (cambio de agitador)

SECCION FILTROS

*Filtro # 1 (bulk) continua fuera de operación por reparación del sistema de transmisión;
Calidad del filtrado bastante buena. con "cakes" de baja humedad*

FILTRO	BULK No1	BULK No2	ZINC No5	ZINC No6
HORAS OPERATIVAS	0	8	8	8

SECCION DISPOSICION DE RELAVES

Bomba Wilson Snyder en operación desde las 10 hrs, tras concluir reparación (cambio de pistones); relaves se envían a deposito de emergencia de Tablachaca hasta las 10:30 hrs

BOMBAS WYLSON SNYDER	A	B
HORAS OPERATIVAS	0	6

RELAVES	CHINCHAN	TABLACHACA	RELLENO HIDRAULICO
TIEMPO, HORAS	6	3.5	no opero

Jorge Aguilar

JEFE DE GUARDIA

Fig. 116.- Reporte de Guardia



**Fig. 117.- Formato de Tonelajes (TM/H) y densidades (en g/Lt)
REGISTRO HORARIO DE TONELAJES Y DENSIDADES - SECCION MOLIENDA**

FECHA:

GUARDIA "A"	MOLINO PRIMARIO 9' x 12'				HID. PRIMARIO		DOMINIOM	HID. SECUNDARIO		MOL. DENVER	
	No INICIAL	No FINAL	TONELAJE	dens. Descarga	dens.overflow	dens. underflow	dens. Descarga	overflow	underflow	dens. Alimento	dens. Descarga
23 -00 hrs											
00 - 01 hrs											
01 - 02 hrs											
02 -03 hrs											
03 - 04 hrs											
04 - 05 hrs											
05 - 06 hrs											
06 - 07 hrs											

GUARDIA "B"	No INICIAL	No FINAL	TONELAJE	dens. Descarga	dens.overflow	dens. underflow	dens. Descarga	overflow	underflow	dens. Alimento	dens. Descarga
07 - 08 hrs	56893	57018	125	2250	1600	2230	2250	1700	2300	2240	2240
08 - 09 hrs	57018	57143	125	2260	1590	2300	2250	1650	2250	2240	2230
09 - 10 hrs	57143	57268	125	2250	1600	2300	2250	1700	2250	2230	2230
10 - 11 hrs	57268	57393	125	2280	1650	2300	2250	1650	2300	2230	2230
11 - 12 hrs	57393	57518	125	2280	1650	2300	2250	1650	2250	2230	2230
12 - 13 hrs	57518	57643	125	2270	1650	2300	2250	1650	2250	2230	2230
13 - 14 hrs	57643	57768	125	2250	1650	2300	2250	1650	2300	2230	2230
14 - 15 hrs	57768	57893	125	2250	1650	2300	2250	1650	2250	2230	2230

GUARDIA "C"	No INICIAL	No FINAL	TONELAJE	dens. Descarga	dens.overflow	dens. underflow	dens. Descarga	overflow	underflow	dens. Alimento	dens. Descarga
15 - 16 hrs											
16 - 17 hrs											
17 - 18 hrs											
18 - 19 hrs											
19 - 20 hrs											
20 - 21 hrs											
21 - 22 hrs											
22 - 23 hrs											

GUARDIA "A"

Jorge Aguilar G.
GUARDIA "B"

GUARDIA "C"

Fig. 118.- Formato de Dosificación de Reactivos de Flotación

YAULIYACU																			
PLANTA CONCENTRADORA																			
INFORME DE GUARDIA																			
															Guardia : <u>07-15 hrs</u>				
															Fecha : _____				
FLOTACIÓN DE BULK																			
	Cab.Bulk			Molino 9 x 12			Bombas 1A,2A			Dominion		O.K.2		M. Denver		1ra Limp.		2da Limp.	
Hora	Densidad	ZnSO4	Bisulf.	Z-11	NaCN	F-70	ZnSO4	ZnSO4	Z-11	NaCN	ZnSO4	Z-11	NaCN	ZnSO4	Z-11	NaCN	ZnSO4	Z-11	NaCN
07-08	1650	1200	2000	40	250	40	650	700	90	200	1300	110	200	1500	200	1400	200	1400	200
08-09	1660	1200	2100	45	250	40	650	700	90	200	1300	100	200	1500	200	1400	200	1400	200
09-10	1600	1200	2100	45	250	40	650	700	90	200	1400	110	210	1500	200	1400	200	1400	200
10-11	1650	1200	2100	45	250	40	700	700	90	2300	1400	110	210	1500	200	1400	200	1400	200
11-12	1650	1200	2100	45	250	40	700	700	90	200	1400	110	210	1600	200	1400	200	1400	200
12-13	1660	1200	2000	40	240	40	700	710	90	200	1400	100	210	1500	200	1400	200	1400	200
13-14	1640	1300	2000	40	250	40	700	700	90	200	1400	100	210	1600	200	1400	200	1400	200
14-15	1650	1300	2000	40	250	40	700	700	90	200	1400	100	200	1600	200	1400	200	1400	200
FLOTACIÓN DE ZINC																			
	Cab. Zn		Acondicionador Zn			Rougher Zn		1er Scav.	2do Scav.	Cleaner II									
Hora	Densidad	pH	Cal	Z-11	CuSO4	pH	Cal	Z-11	Z-6	pH									
07-08	1400	10.9		80	6000	11.9		200	250	12.1									
08-09	1450	10.9		85	6000	11.9		200	250	12.1									
09-10	1450	10.95		85	6500	11.9		200	250	12.2									
10-11	1450	10.9		85	6500	11.9		200	250	12.1									
11-12	1400	10.9		90	7000	11.9		200	250	12.1									
12-13	1450	10.9		90	7000	11.9		200	250	12.1									
13-14	1450	11		90	7000	11.9		200	250	12.1									
14-15	1450	10.9		95	7000	11.9		200	250	12.1									
ESPEADORES											HORAS DE OPERACIÓN								
Hora	Densidades en el underflow																		
	BULK	ZINC																	
07-08	1950	1800																	
08-09	1900	1800																	
09-10	1950	1850																	
10-11	1950	1850																	
11-12	1960	1800																	
12-13	1950	1800																	
13-14	1900	1850																	
14-15	1900	1850																	
											Relaves a Chinchán	: 5	Horas						
											Relaves a Tablachaca	3.5	Horas						
											Relaves a Relleno Hidráulico	0	Horas						
											Filtrado Conc. Bulk	:8	Horas						
											Filtrado Conc. de Plomo	8	Horas						
											Bomba W. S. " A"	5	Horas						
											Bomba W. S. " B"	0	Horas						

Jorge Aguilar G

Jefe de Guardia

()