

Universidad Nacional de Ingeniería

**Programa Académico de Ingeniería Geológica
Minera y Metalúrgica**



**“Mejoramiento de las eficiencias de Lixiviación – Lavado
y Control de la contaminación ambiental en una Planta
Hidrometalúrgica de Zinc, usando Molienda fina y
Lavado por Decantación en contracorriente“**

TESIS PRESENTADA POR:

Carlos Arturo Villachica León

Para optar el Título de:

INGENIERO METALURGISTA

Lima Perú

1974

A MIS PADRES,

A MIS HERMANOS

A GLORIA

A G R A D E C I M I E N T O S

Quiero expresar mi agradecimiento a las siguientes personas y entidades, sin cuya colaboración no hubiera realizado satisfactoriamente este trabajo:

1. Compañía Centromín Perú.- Por las facilidades económicas, Biblioteca, Laboratorio, etc..
2. Juan Zegarra.- Por su colaboración y desprendimiento.
3. Personal de la División Procesamiento de Minerales Centromín Perú.- Por su colaboración desinteresada.
4. Por su colaboración.- G.Llamosas C., H.Abad, P.Angeles, C.Lukac, N. Sánchez, E.Minagawa, D.Puente.

INDICE

	Pag.
INTRODUCCION	2
I. SITUACION ACTUAL DE LA PLANTA HIDROMETALURGICA DE ZINC	6
1. Ubicación	7
2. Condiciones Climáticas	7
3. Descripción General de la Planta Hidrometalúrgica de Zinc	9
4. Descripción de los Procesos Involucrados	14
5. Muestreo Detallado del Residuo Final de la Sección Filtrado y Lavado	20
6. Causas de las Pérdidas de Zinc y Posibles Soluciones	30
7. Costo de la Operación Actual de Filtrado y Lavado	33
8. Contaminación Ambiental	34
A. Tostado Magnetizante para eliminar Fierro del Concentrado de Zinc	a
II. MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA DE LIXIVIACION USANDO MOLIENDA MAS FINA	38
1. Introducción	39
2. Calculo del Indice de Trabajo de Molienda en Planta	39
3. Consumo de Energía para Diversos Grados de Molienda	40
4. Costo de Energía y del Consumo de Bolas y Forros	42
5. Cantidad de Calcina como Función de la Eficiencia de Lixi- viación o Grado de Molienda	44
6. Cantidad de Concentrado Economizado	48
7. Determinación de la Capacidad de Molienda	49
8. Ingreso Adicional Obtenido con Molienda Fina	53
9. Costo del Equipo Adicional	57
10. Evaluación de Costos Generales	59
11. Evaluación Económica de las Alternativas	61
12. Indices de Evaluación Económica	66

13. Conclusiones Generales	66
III. ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA DEL CIRCUITO ACTUAL DE FILTRACION Y LAVADO	68
1. Introduccion	69
2. Características Físicas y Químicas	69
3. Propiedades de Asentamiento	71
4. Cinética de la Disolución en Agua del $ZnSO_4$	75
5. Mezcla Líquido-Líquido	78
IV. MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA DE LAVADO Y CONTROL DE LA CONTA- MINACION - POSIBLES SOLUCIONES.	79
1. Introduccion	80
2. Mejoramiento del método actual de lavado sin inversión adicional	81
3. Lavado en contracorriente usando los filtros actuales	84
4. Lavado en contracorriente usando filtros o espesadores	84
5. Conclusion	96
V. SISTEMA DE LAVADO POR DECANTACION EN CONTRACORRIENTE-DESARRO- LLO TEORICO	97
A. Introduccion	98
B. Dedución de la ecuación de perfomance del circuito de lava- do CCD	100
1. Terminología	100
2. Diagrama de flujo propuesto	101
3. Desarrollo	101
C. Discusion de las ecuaciones	107
1. Comparación con la ecuación aproximada	107
2. Indeterminación de la ecuación aproximada	110
3. efecto de las variables	112
4. Relación Concentración - Recuperación	114
D. Evaluación del circuito CCD mediante un programa de Compu- tadoras	114
VI. DISEÑO DE ESPESADORES Y MODELO MATEMATICO DE SEDIMENTACION	118
A. Introduccion	119
B. Diseño de espesadores	119

1.	Aplicación del método de Coe y Clevenger	120
2.	Aplicación del método de Talmage y Fitch	120
3.	Aplicación del método de Moncrieff	122
4.	Resultados	126
5.	Discusión	128
6.	Conclusiones	129
C.	Modelo matemático de Sedimentación	130
1.	Teoría	130
2.	Desarrollo	132
3.	Análisis estadístico del modelo matemático	135
4.	Gráfica del modelo	136
VII.	DISEÑO INDUSTRIAL DEL CIRCUITO DE LAVADO EN CONTRACORRIENTE	138
A.	Introducción	139
B.	Balance metalúrgico del circuito actual	139
C.	Balance metalúrgico del circuito propuesto	146
D.	Optimización de las variables	153
E.	Balace metalúrgico del circuito CCD elegido	157
F.	Diseño del equipo principal y auxiliar	162
1.	Diseño del espesador principal	162
2.	Diseño de espesadores del circuito CCD	162
3.	Diseño de los agitadores-mezcladores	164
4.	Diseño de las bombas y tuberías	167
VIII.	EVALUACION ECONOMICA	175
A.	Introducción	176
B.	Inversión Fija	176
C.	Costo de producción	177
D.	Ingreso Bruto y Utilidades	179
E.	Indices de evaluación económica	180
IX.	APENDICE	182
A.	Tostado magnetizante para eliminar fierro del concentrado de Zinc	a
B.	Diseño del tanque homogenizador mediante un muestreo continuo y el uso de un programa de computadoras	d
X.	REFERENCIAS	183

I N T R O D U C C I O N
=====

En cumplimiento con el reglamento interno de la Universidad Nacional de Ingeniería, para optar el título de Ingeniero Metalurgista, presento al distinguido Cuerpo Docente, el proyecto titulado:

"MEJORAMIENTO DE LAS EFICIENCIAS DE LIXIVIACION - LAVADO Y CONTROL DE LA CONTAMINACION AMBIENTAL EN UNA PLANTA HIDROMETALURGICA DE ZINC, USANDO MOLIENDA FINA Y LAVADO POR DECANTACION EN CONTRACORRIENTE"

Dicho proyecto tiene como finalidades principales reducir primero las pérdidas actuales del Zinc soluble (ZnO y $ZnSO_4$) presentes en la Calcina. Para ello realizamos una molienda más fina de la Calcina del Horno de Tostación de Cama Fluidificada (FBR), considerándose el circuito actual y molinos adicionales. Los costos y utilidades han sido calculadas sobre el rendimiento y producción del Circuito Actual.

El segundo objetivo perseguido en este proyecto está dirigido a eliminar el problema de Contaminación Ambiental y a reducir las pérdidas actuales de Zinc en solución ($ZnSO_4$) ocasionadas ambos por la excesiva dilución de la pulpa procedente del Circuito Actual de filtrado y lavado. Un circuito de lavado por decantación en Contracorriente, fue adecuado para este fin.

La evaluación económica y factibilidad técnica de este proyecto fue realizada y, se encontró que produce utilidades atractivas desde todo punto de vista.

Algo hay que agregar en cuanto a los beneficios adicionales que producirá dicho proyecto, pues al reducirse (o eliminarse) la descarga de sustancias nocivas para la fauna y la flora del río, se estará contribuyendo notablemente al control de la contaminación del ambiente en nuestra región.

El control de la contaminación del ambiente es el nuevo reto para la Ingeniería y Técnica, cada día son más alarmantes los índices de Contaminación que se producen en todas partes del Mundo, como consecuencia de los procesos industriales, igualmente el hombre considera más el problema y cada día son mayores sus esfuerzos para tratar de controlarlo evitando de este modo que en un futuro no muy lejano sea imposible la vida en nuestro Planeta.

En síntesis la finalidad es una sola: Reducir la Contaminación Ambiental cuanto antes, aún cuando el precio de ello sea elevado. En consecuencia cualquier Diseño Industrial debe empezar donde hasta ahora era el punto final : Control y purificación de los efluentes nocivos de la Planta, del cual dependerá la factibilidad del proyecto.

La solución ideal es reducir o eliminar la Contaminación Ambiental con un costo reducido o produciendo utilidades.

El procedimiento de lavado en CCD es la solución ideal para nuestro problema de Contaminación, pues como se verá oportunamente, las utilidades generadas son muy agradables.

Este trabajo consta de una parte introductoria en la que se hace una descripción general de las materias primas, productos, operaciones y procesos unitarios, así como de los servicios con que cuenta la actual Planta Hidrometalúrgica de Zinc, materia de este proyecto. Del mismo modo los problemas de baja recuperación de Zinc y el de Contaminación son descritos, determinándose las causas y las posibles soluciones.

Una sección especial se asigna al Muestreo de la Planta, realizado para determinar las pérdidas de Zinc en sus diferentes formas, así como ciertas propiedades de la pulpa actualmente descargada las cuales son importantes para el control de la Contaminación (% sólidos, concentración de H_2SO_4 , As, Pb, Bi, Fe, etc, pH de la solución)

La segunda parte, relativa al mejoramiento de la eficiencia de lixiviación ha sido llevada a cabo tomando en cuenta experimentos realiza-

dos previamente, acerca del efecto del tamaño de partícula en la lixiviación de Zinc. El autor usó estos datos para hacer una evaluación económica, posterior al balance de materia y determinación de costo unitario de molienda.

La tercera parte de este estudio ha sido llevada a cabo por el autor desde la fase teórica y experimental hasta la evaluación económica y el Diseño Industrial. Como puntos notables de este estudio figuran:

- Deducción de una relación matemática adecuada para la evaluación de la performance del Sistema CCD.
- Deducción a partir de la bibliografía citada de un método para el Diseño preciso y adecuado de los Espesadores.
- Confección de un Diseño Estadístico (Diseño Hexagonal) para las pruebas de Sedimentación, a fin de hallar una relación o modelo matemático que nos predetermine las dimensiones de los espesadores del circuito CCD, una vez que las condiciones de operación sean conocidas.
- Diagramas de flujos y programas IBM son incluidos para realizar la optimización, Evaluación Económica y Diseño del Circuito CCD, así como para un mejor control de la operación una vez que el circuito haya sido instalado.

Los programas no fueron desarrollados por falta de tiempo y porque las condiciones actuales de operación son costosas y las pérdidas son grandes, resultando un tiempo bastante corto (menor de 6 meses) para el retorno de la inversión.

Esto hace que la Optimización requerida, no sea tan rigurosa y precisa pudiendo hacerse los cálculos del Diseño en forma rápida sin el uso de computadoras.

Sin embargo creemos que el programa IBM publicado, será sumamente útil a cualquier Planta Hidrometalúrgica (o de Vía Húmeda) y por ello se presentará en forma de apéndice del presente proyecto, el desarrollo de di

cho programa.

Otros temas comunes como Evaluación de Costos, índices de evaluación económica, diagramas de flujo, planos, son también incluidos; hay que indicar que una novedosa forma de presentar los diagramas de flujo cuantitativos es proporcionada (colaboración de J.Zegarra, Ing. Metalurgista UNI), a fin de que posteriores trabajos puedan aprovecharlos.

Espero que este trabajo satisfaga a plenitud a mis recordados profesores, quienes me inculcaron el cariño a la Investigación Metalúrgica a través de sus enseñanzas durante mis años de estudio; aún más, espero que la categoría del trabajo presentado, corresponda al prestigio de nuestra querida Alma Mater, la UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA.

C A P I T U L O I

SITUACION ACTUAL DE LA PLANTA

HIDROMETALURGICA DE ZINC

1. UBICACION

Nuestra Planta en estudio está situada a una altura de 3,755 mts. sobre el nivel del mar. Se comunica con la capital por una carretera principal de 190 Kms. y por un intermedio de un ferrocarril paralelo a dicha carretera, que llega hasta el puerto principal (Callao) de embarque de los productos.

La Planta en sí está situada a orillas del río Mantaro, en el cual vierte la mayor parte de sus efluentes industriales.

2. CONDICIONES CLIMATICAS

Datos estadísticos tomados en el período de 1925-1972 han sido publicados y figuran en la tabla I. Las condiciones de temperatura, presión atmosférica, humedad relativa e índices de precipitación pluvial deben ser consideradas cuando se diseña una Planta Metalúrgica. Puesto que el ciclo normal de las estaciones del año determinan las variaciones del clima, se han considerado los valores de los promedios mensuales a través de 47 años, como se observa en la tabla I.

La distribución de esas condiciones climáticas son ploteadas en la figura 1. Allí podremos observar que las estaciones vienen a estar determinadas por las lluvias y temperatura. Puede considerarse, desde un punto de vista práctico que el período de lluvias regulares (precipitaciones mayores que el promedio anual) comprende desde los últimos días de Setiembre hasta finales de Marzo mientras que el período de lluvias ocasionales se extiende desde Abril a Octubre. La época de lluvias intensas se inicia a mediados de Noviembre y finaliza a mediados de Febrero. De igual modo puede establecerse que un ambiente ligeramente más húmedo se presentará en los meses de lluvias intensas, y que durante los meses de sequía (Junio-Setiembre) el frío es más intenso, pudiendo producirse congelamiento de pequeños volúmenes de agua, pues la temperatura descien

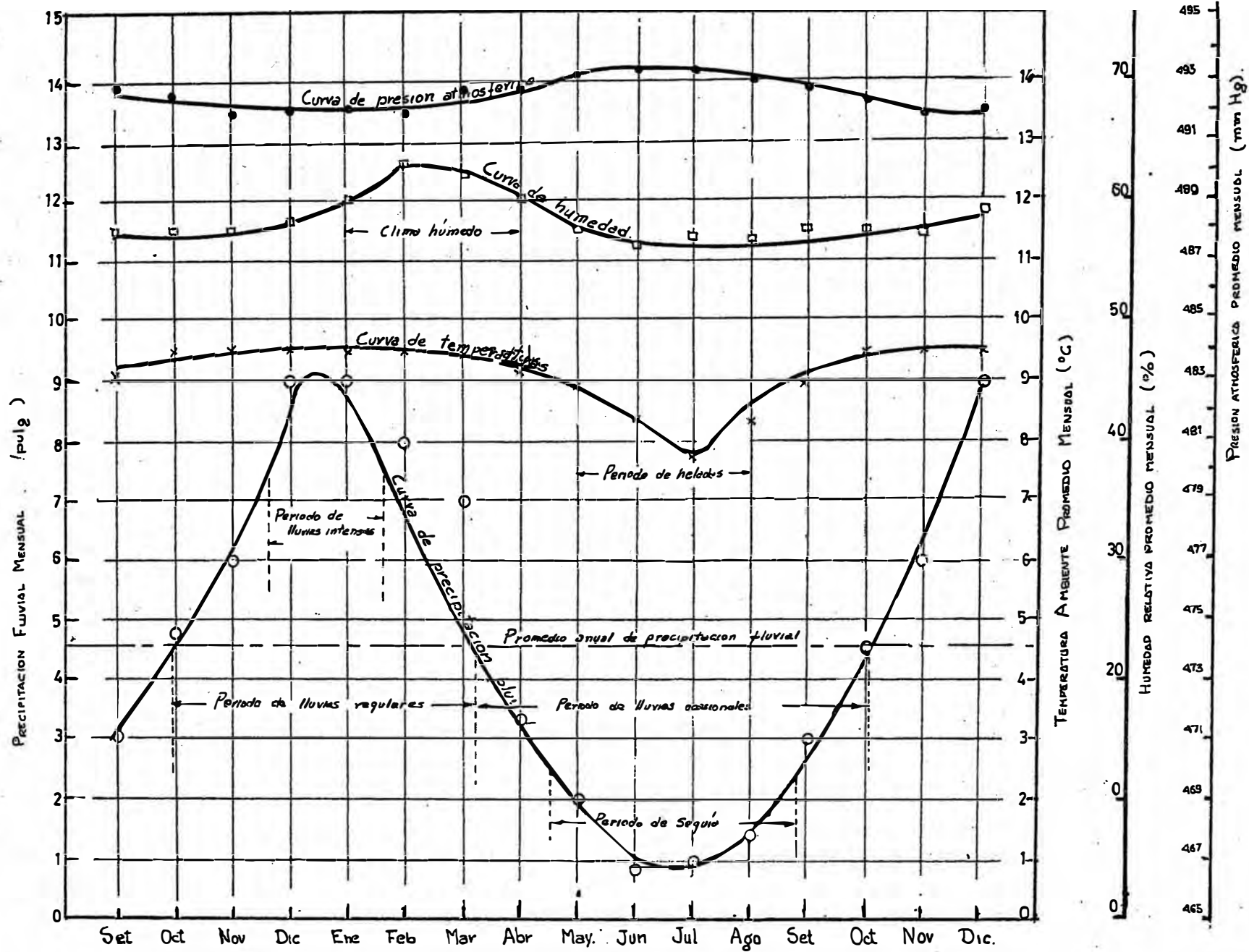


Fig.1- CONDICIONES CLIMATICAS DE LA REGION

T A B L A I

CONDICIONES CLIMATICAS DE LA REGION

Cifras de promedios mensuales

(1925 - 1972)

Mes	Precipitación plu- vial. (cm)	Temperatura °C			Humedad relati- va. (%)	Presión Baromé- trica (mm Hg)
		Promedio	Máximo	Mínimo		
Enero	9.09	8.9	22.2	-1.1	60	492.25
Febrero	7.95	8.9	23.8	-0.5	63	492.25
Marzo	7.01	8.9	23.8	-1.6	62	492.76
Abril	3.33	8.3	22.2	-2.8	60	492.76
Mayo	2.03	7.8	23.3	-6.1	58	293.27
Junio	0.89	6.7	23.3	-7.2	56	493.27
Julio	1.04	5.6	22.2	-8.9	57	493.27
Agosto	1.40	6.7	23.8	-7.2	57	493.01
Setiembre	3.02	7.8	22.2	-4.4	58	492.76
Octubre	4.70	8.9	25.0	-4.4	58	492.51
Noviembre	5.94	8.9	25.6	-3.3	58	492.00
Diciembre	9.09	8.9	24.4	-4.4	59	492.25
Promedio	4.62	8.0	23.5	-4.3	58.8	492.70

de hasta 8.9°C bajo cero.

La presión Barométrica promedio es de 492.7 mm. de Mercurio, esto es una presión negativa respecto a la del nivel del mar (760 mm. de mercurio).

Las consideraciones climáticas anteriores tienen notable influencia en la Operación y Diseño de una Planta Hidrometalúrgica, y deberá tenerse en cuenta los siguientes factores:

- La ocurrencia frecuente de lluvias hace necesario que todas las instalaciones sean bajo techo, y alejados de las orillas de corrientes naturales de agua y de laderas que puedan ocasionar inundacio -

nes y deslizamientos. Además si el suministro de materias primas, repuestos, etc., se hace desde sitios alejados, las precauciones debidas para mantener un "Stock" o almacenamiento "in situ" deben ser tomados en cuenta, a fin de evitarse problemas causados por las constantes interrupciones de las carreteras.

La construcción de la Planta Diseñada, siempre que sea posible, debe hacerse en los meses de sequía (Abril-Setiembre), de esta manera se dispondrá de mayor tiempo útil para el trabajo del personal, además algunos beneficios adicionales como el mejor y más rápido fraguado del concreto serán conseguidos.

Las temperaturas bajo cero pueden producir congelamiento del agua y soluciones en reposo, causando atoros en tuberías y demás equipos de manipuleos de fluidos. Afortunadamente los descensos de temperaturas en esta región, no son tan críticos y no se tiene noticia de problemas ocasionados por congelamiento.

De cualquier modo la planta actual cuenta con un servicio permanente de vapor el cual puede ser usado en casos extremos.

- Puesto que la presión es bastante menor que la normal deberá tenerse en cuenta que los procesos de vía húmeda normalmente realizados a temperaturas cercanas a 100°C no podrán ser llevados a cabo a no ser que se usen Autoclaves, pues el agua hierve a sólo 88.1°C . Sin embargo procesos tales como secado o vaporización serán notablemente favorecidos por la baja presión y la reducida humedad relativa del ambiente.

3. DESCRIPCION GENERAL DE LA PLANTA

HIDROMETALURGICA DE ZINC

3a. Historia.- La Planta empezó a producir en forma industrial en 1953, siendo primero expandida a 150 toneladas cortas de Zinc moldeado/día en 1962 y a 200 toneladas cortas/día en 1968. La capacidad actual es 250

toneladas/día.

Continuas modificaciones han sido realizados, habiéndose instalado últimamente un Horno de Tostación de Cama Turbulenta (Turbulent Layer Roasting, TLR), una Planta Piloto para el tratamiento de los residuos de lixiviación, Retortas para la producción de Polvo de Zinc y una nueva planta de Acido Sulfúrico. Hoy en día existen novedosos procesos que se proyecta instalar.

3b. Proceso.- El proceso hidrometalúrgico empieza con el suministro del Concentrado de Zinc, las etapas posteriores de Tostación, Molienda, Lixiviación, Filtrado, Purificación, Electrodeposición y Moldeo, siguen el delineamiento clásico de toda Planta Hidrometalúrgica de Zinc.

Sin embargo se han considerado etapas adicionales como:

Tratamiento de los residuos de lixiviación

Fabricación de Sulfato de Zinc sólido

Fabricación de Polvo de Zinc.

El diagrama de flujo general se incluye en la figura 2, en párrafos posteriores se dan detalles de las etapas que atañen directamente a este proyecto.

3c. Materia Prima.- La materia prima principal la constituye el concentrado de Zinc procedente de las Plantas Concentradoras por flotación. La composición química y mineralógica del concentrado de Zinc figura en las tablas II y III.

T A B L A II

Composición Mineralógica del
Concentrado de Zinc *

<u>Mineral</u>				
Esfalerita	(Zn S)	67.84 % Zn	32.16 % S	
Galena	(Pb S)	86.61 % Pb	13.39 % S	
Chalcopirita	(Cu Fe S ₂)	34.50 % Cu	35.35 % S	30.15 % Fe

T A B L A II

Composición Mineralógica del
Concentrado de Zinc *

<u>Mineral</u>	<u>Contenido Metálico</u>
Pirita (FeS ₂)	46.60 % Fe 53.40 % S -
Sílice (SiO ₂)	100.00 % SiO ₂ - -

T A B L A III

Composición Química del
Concentrado de Zinc

Contenido total de Zinc	52.71%
Contenido total de Plomo	1.47%
Contenido total de Cobre	0.36%
Contenido total de Fierro	11.04%
Contenido total de Cadmio	0.16%
Contenido total de Plata	3.69onz/ton.corta

También pueden considerarse como materias primas, el A. Sulfúrico, el Dióxido de Manganeso, Polvo de Zinc, etc., pero con excepción del MnO₂ el resto son obtenidos como subproductos de proceso integral.

3d. Productos.- El producto principal es el Zinc electrolítico, que es luego moldeado para producir las siguientes formas comerciales (producción mensual)

Die Casting Grade : Microlite de alta pureza	4'608,128 Lbs.
Die Casting Grade : Microlite	1'180,933 Lbs.
Die Casting Grade : Normal	1'721,774 Lbs.
Die Casting Grade : Jumbos	7'408,159 Lbs.

* Sólo se incluyen los minerales principales.

Die Casting Grade: Jumbos	7'408,159 Lbs
Total Die Casting Grade	14'918,994 Lbs.
High Grade (Alto Grado)	208,844 Lbs.
Sacrificial anode	3,414 Lbs.
Polvo de Zinc	25,011 Lbs.
TOTAL GENERAL	15'156,263 Lbs.

Las especificaciones de las dos calidades principales de Zinc son:

	<u>% máximo Fe</u>	<u>% máximo Pb</u>	<u>% máximo Cd</u>	<u>% Zn</u>
Die Casting Grade	0.003	0.003	0.003	99.990
High Grade (Alto Grado)	0.02	0.07	0.03	99.99

La producción actual de Zinc se mantiene alrededor de 250 ton/día.

Algunas características de los subproductos se anotan en la tabla IV.

T A B L A IV

Subproductos de la Planta de Zinc

<u>Nombre</u>	<u>Procedencia</u>	<u>Composición Aproximada</u>	<u>Forma Comercial</u>	<u>Distribución</u>
Indio	P. Piloto de tratamiento de residuos	99.99% In	Moldeado	Exportación
Cadmio	"	99.99% Cd	Moldeado	Exportación
Plomo	"	98.0% PbSO ₄	Barro	Fundición de Plomo
Esponja de fierro	"	60% Fe 30 onz/ton. Ag	Perdigones fundidos	Almacenamiento de residuos
Cemento de Cobre	"	70% Cu	Barro	Fundición de Cobre
Oxido de Zinc	"	90% ZnO	Polvo	Consumo nacional

<u>Nombre</u>	<u>Procedencia</u>	<u>Composición</u> <u>Aproximada</u>	<u>Forma</u> <u>Comercial</u>	<u>Distribución</u>
Sulfato de Zinc	Planta de sulfato de Zinc	98% ZnSO ₄	Polvo	consumo nacional
Polvo de Zinc	Planta de Polvo de Zinc	97% Zn	Polvo	Consumo Interno
Residuo de Zinc	Planta de Lixiviación de Calviación cina	27.0% Zn 5.7% Pb 13.5onz Ag/ton. 0.3% Cd	Barro	Exportación y almacenamiento
Exceden Zinc	Planta de tostate de Cal ción de concentra cina de dos.	59.7% Zn 1.9% Pb 7.0 onz. Ag/ton. Cd,In,etc.	Arenas	Exportación

3e. Servicios.- La Planta actual cuenta con los siguientes servicios:

1. Energía Eléctrica
2. Suministro de Agua de rio
3. Suministro de Vapor de Agua
4. Aire Comprimido
5. Transporte y manipuleo de materiales (Ferrocarril, Grúas, Carga
dores Frontales, Camiones, etc.
6. Asistencia del Departamento de Investigaciones.
7. Asistencia del Departamento de Ingeniería.
8. Asistencia del Departamento de Seguridad.
9. Asistencia de las Divisiones de Relaciones Industriales, Rela -
ciones Públicas, Legal, Médica, Asistencia Social, Contabilidad
y de Mantenimiento de Edificios y Terrenos.

Todos estos servicios tienen una gran importancia para el funcionamien-
to normal de la Planta.

4. DESCRIPCION DE LOS PROCESOS

INVOLUCRADOS

Solamente se describirán en detalle aquellas etapas que competen directamente al proyecto.

4a. Tostación.- La Tostación de los concentrados de Zinc está dirigida a obtener compuestos solubles en ácido, del metal Zinc.

Este proceso es llevado a cabo en dos tipos de hornos:

1. Horno de Cama Fluidificada (FBR)
2. Horno de Cama Turbulenta (TLR)

, en ambos el concentrado se mantiene en suspensión mientras es oxidado a 750°C aproximadamente, el contacto es máximo y la diferencia entre ambos se debe a que en el horno FBR los sólidos mantienen un flujo laminar uniforme (desplazamiento en una sola dirección), mientras que en el TLR las partículas están sometido a un flujo turbulento (movimiento caótico).

El concentrado alimentado y la Calcina producidos en ambos tipos, difieren notablemente en cuanto a granulometría se refiere; esto debido a que el concentrado es perdigoneado para alimentarse al FBR en cambio al TLR se alimenta el concentrado fino.

La distribución granulométrica figura en la tabla V. Una fuente adicional de Calcina lo constituye el Sistema Central de Colección de Polvos de los Gases (Cottrell Central) que suministra Calcina fina.

4b. Molienda y Cernido.- Se ha visto que el producto del Horno FBR requiere de molienda para lixiviarse.

El proceso de Molienda en circuito abierto se lleva a cabo en tres molinos de bolas Hardinger 5'x22", cuyas características adicionales se dan abajo. Antes y después de la molienda la Calcina es separado en gruesos y finos por medio de un Cernido con malla 35 Tyler.

T A B L A V

Análisis Granulométrico del Alimento y Producto del FBR y TLR

Malla	<u>Horno de Cama Fluidificada</u>				<u>Horno de Cama Turbulenta</u>			
	<u>Alimentación</u>		<u>Producto</u>		<u>Alimentación</u>		<u>Producto</u>	
	<u>%</u>	<u>% Acumu- Parcial lado fi- nos</u>	<u>%</u>	<u>% Acumu- Parcial lado fi- nos</u>	<u>%</u>	<u>% Acumu- Parcial lado fi- nos</u>	<u>%</u>	<u>% Acumu- Parcial lado fi- nos</u>
+ 4	9.22	100.00	-	-	-	-	-	-
+ 8	-	90.78	37.00	100.00	-	-	-	-
+ 10	-	90.78	36.11	63.16	-	-	-	-
+ 20	87.71	90.78	24.96	27.05	-	-	-	-
+ 35	-	3.07	1.03	2.09	-	-	-	-
+ 48	2.27	3.07	0.02	1.06	-	-	-	-
+ 65	0.80	0.80	0.01	1.04	-	-	-	-
+100	-	-	0.02	1.03	0.30	100.00	0.16	100.00
+200	-	-	0.05	1.01	23.20	99.70	16.98	96.84
+325	-	-	0.06	0.96	27.50	76.50	20.35	82.86
-325	-	-	0.90	0.90	49.00	49.00	62.51	62.51
TOTAL	100.00	-	100.00	-	100.00	-	100.00	100.00

Características del Molino Hardinger 5' x22"

Cargas de bolas: 217 Kgs. de 1.0" de diámetro
 1197 Kgs. de 1.5" - 2.0" de diámetro
1393 Kgs. de 2.5" - 3.0" de diámetro
 2807 Kgs. carga total de bolas

Amperaje del motor: 50 amperios

Voltaje del motor: 440 voltios

Potencia del motor: 22 Kw = 27.5 Hp.

Velocidad de trabajo: 29 Rpm.

Tonelaje actualmente molido: 4.18 t n. cortas/hora

4c. Lixiviación de Calcina.- La Lixiviación se lleva a cabo agitando la pulpa formado por la Calcina y el electrolito gastado de la Electrodeposición, de ésta manera se disuelve la mayor parte del Zinc oxidado (ZnO y $ZnSO_4$) quedando en el residuo ciertos compuestos solubles, no disueltos (ZnO , CdO , Fe_2O_3 , etc.), los compuestos no oxidados (ZnS , FeS_2) y las sustancias oxidados no solubles ($ZnO.Fe_2O_3$, $CdO.Fe_2O_3$, SiO_2 , etc.) La operación es discontinua, y se lleva a cabo en dos etapas a la temperatura de $60^{\circ}C$, la primera etapa tiene una acidez final de $10\text{ gr.}H_2SO_4$ /lt. y una duración de 1 hora, consiguiéndose disolver la mayor parte del Zinc. La segunda etapa se realiza añadiendo Calcina hasta conseguir un pH alrededor de 5.0, lo cual facilitará la precipitación del Hidróxido férrico, esta etapa dura aproximadamente media hora. El MnO_2 agregado en esta etapa oxida el ión ferroso a ión férrico, el cual precipita en el pH mencionado. El gel de $Fe(OH)_3$ precipita (cooprecipitación) las impurezas de Antimonio, Arsénico, Cerio, Sílice que se encuentran en solución. Los materiales alimentados y producidos tienen la siguiente composición química:

Calcina de Zinc (en %)

Contenido total de Zinc	58.7
Contenido de Zinc soluble en ácido	50.8
Contenido total de Azufre	2.5
Contenido de Zulfre como ión $SO_4=$	1.2
Contenido total de Fierro	12.3
Contenido total de Cadmio	0.18
Contenido total de Arsénico	0.20
Contenido total de Plomo	2.3
Contenido total de Sílice	1.4

Electrolito gastado

Contenido de ácido sulfúrico libre: 125 gr/lt.

Contenido total de Zinc: 45 - 50 gr/lt

Cantidad de dióxido de Manganeso utilizada

280 Kg/lixiviación

Solución de lixiviación producida

Gravedad específica: 1340 - 1350 gr/lt.

Contenido total de Zinc: 125 - 130 gr/lt.

Contenido total de A. Sulfúrico libre (Calculado): 4mg/lt

Residuo de lixiviación (Después de 4 lavados del filtro)

Contenido total de Zinc	25.5
Contenido de Zinc soluble en Acido	2.8
Contenido de Zinc soluble en Agua	0.75
Contenido total de Fierro	25.5
Contenido total de Azufre	3.7
Contenido de Azufre como Sulfuro	2.6
Contenido de Azufre como Sulfato	1.1

Alrededor de 2'745,000 litros de solución de lixiviación (electrolito impuro) son producidos diariamente.

Las características principales de los agitadores son:

Número de unidades: 5

Volumen de trabajo de cada tanque: 91,500

Tipo de Agitadores: Dorr

Velocidad de Agitadores: 6 Rpm.

4c. Filtración y tratamiento de Residuos. - La filtración de la solución lixiviada tiene dos objetivos, en primer lugar obtiene una solución libre de partículas gruesas, y en segundo lugar ahorrar el consumo de polvo de Zinc y Permanganato de Potasio durante la etapa de purificación.

La pulpa procedente de un tanque de lixiviación es descargado a 3 ó 4 filtros. Los filtros usados son rotatorios del tipo "Burt", El filtro

"Burt" es un cilindro, rotatorio de 5' de diámetro y 40' de largo interiormente de jebe, dividido en dos secciones "A" y "B", por la sección "A" se realiza la carga de pulpa, agua y vapor de lavado.

La sección "B" tiene la tapa de descarga. El cilindro aloja 32 medios filtrantes (palos) 16 en cada sección, sujetas mediante pernos al casco cilíndrico. Cada palo está forrado con lona Hylen 700-B y tiene un extremo que coincide en la parte central del casco con un agujero al exterior por donde pasa un niple que conecta el canal del palo con el exterior por este niple de 2" de diámetro sale la solución filtrada, y el sólido queda sobre la lona. El filtro es lavado por medio de un tubo de 2" de diámetro en el centro mediante bastidores, este tubo posee agujeros de 1/8" por donde sale agua a presión en forma de ducha para lavar la torta. El tubo de 2" lleva en su interior un tubo de 1", que sirve como drenaje, o para desatorar a presión el tubo de Zinc.

- Operación.- Se carga aproximadamente 100 cm. (30,500 lts) de lixiviación de un filtro Burt, esta solución ingresa al filtro a través de una línea de 6" de diámetro que posee en su parte inicial una válvula dura. La solución a filtrar corre por los costados del filtro que debe estar girando a 6 rpm., se filtra a través de la tela que cubre a los medios filtrantes, recorre los canales que posee cada palo y va a desembocar a los niples de 2" en la parte media del filtro.

Una vez descargado el filtro los 30,500 lts., se cierra la válvula de entrada de lixiviación y se abre la válvula de aire y vapor, que ingresan al filtro a través del tubo central, de 2" de diámetro y línea de 6" respectivamente, y tienen por objeto acelerar el filtrado. Esta operación debe mantenerse hasta que se observa salida de vapor por los niples, lo que significa que ha terminado la operación.

Se carga luego la primera lavada, la solución filtrada es colectada y enviada a los tanques de sedimentación. A través del tubo de 2" se introduce aire a presión y vapor hasta que termine de filtrar el primer-

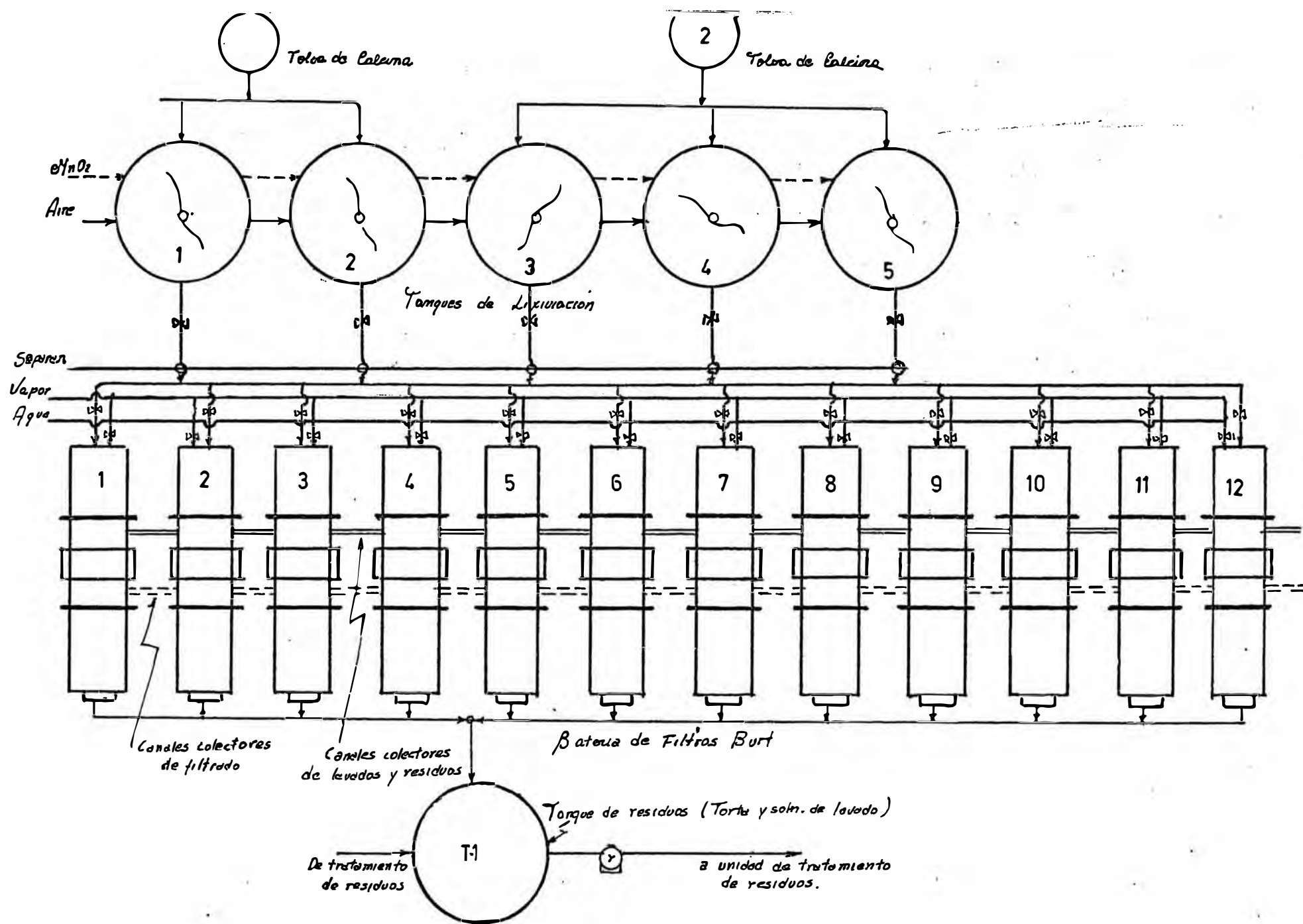


Fig. 3.- Sección Actual de Lixiviación Filtrado y Lavado

lavado. Se procede igual con el segundo lavado y la solución es colectada en el canal de primera lavada. Se carga luego agua fresca en cantidad suficiente para lavar el filtro, aproximadamente 200 lts. - 3000 lts., la solución es colectada en el tercer canal de lavado y descargada al tanque de lavado. Se debe lavar el filtro con agua fresca hasta conseguir un filtrado con p.e. de aproximadamente 1012. Se lava luego el filtro con agua a presión y descarga por las compuertas posteriores, o tapas chicas. El agua ingresa por el tubo de 2" de diámetro. De este modo se lava la tela de los medios filtrantes con una ducha de agua que fluye por los agujeros central, mientras el filtro está rotando.

4d. Tratamiento de Residuos.- El agua de la última lavada o descarga del filtro arrastra los sólidos atrapados en el medio filtrante, y es depositada en un tanque en el sótano de los filtros de allí parte es bombeada a un tanque de sedimentación donde se prepara el material que será tratado en la planta de tratamiento de residuos lixiviados (Planta Piloto de Zinc) y otra parte enviada a las pozas de almacenamiento de Residuo. Estos Residuos en su mayor parte contienen ferritas de zinc. La pulpa finalmente descargada lleva alrededor de 4% de sólidos.

5. MUESTREO DETALLADO DEL RESIDUO FINAL
DE LA SECCION FILTRADO Y LAVADO

5a. Introducción.- Un programa completo de Muestreo fue llevado a cabo con el fin de determinar las pérdidas del Zinc (en sus diferentes formas), Plomo, Plata y Acido Sulfúrico libre, presentes en las fases sólida y líquida del residuo final de esta Sección.

En la figura N^o4 está señalado el punto de toma de muestra, igualmente se indica el flujo seguido por el residuo proveniente del lavado de los filtros Burt. Esta pulpa es primeramente separada por un cernidor (DSM Screen) malla 35, de donde los gruesos retenidos son nuevamente llevados a los hornos de tostación. Una unidad adicional separa las partículas del tamaño comprendido entre -35 y +48 mallas, los cuales son flotados para separar los sulfuros no tostados y llevarlos a la Sección de Tostación. Parte de las partículas finas entran a un espesador, cuyas arenas se alimentan a la Planta Piloto de tratamiento de residuos de lixiviación, mientras que el rebose, junto con el relave de flotación se unen al resto de la pulpa e ingresan a dos tanques de paso colocados en serie, para de allí ser bombeados a la zona de almacenamiento de residuos, distante 3 kilómetros. Entre los dos tanques de paso existe una estación de medida que determina el flujo diario de sólido, sin embargo esta determinación no es precisa, por lo cual nosotros utilizaremos únicamente el medidor de flujo (galones/minuto).

El programa de muestreo fue llevado a cabo durante 3 semanas, tomándose las muestras cada 3 minutos (en las 24 horas del día) en la descarga al tanque de paso. La descarga alimentada a la Planta Piloto no fue muestreada, pero fue posible calcularla por los datos suministrados por personal de Planta.

La determinación del Zn en solución (Zn^{++}) fue realizada inmediatamente después del filtrado. Mientras que el ensayo de los elementos en el re

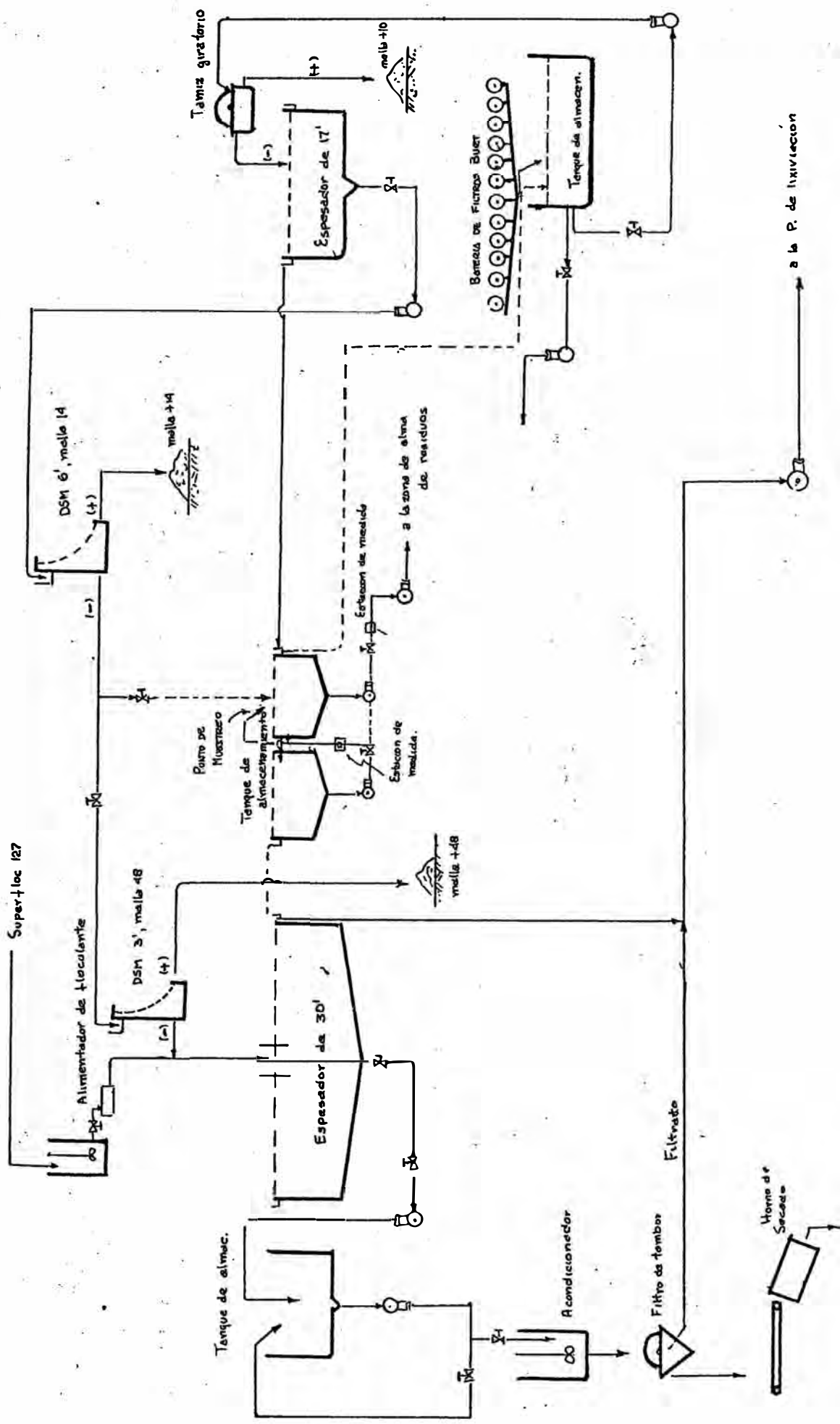


Fig. 4.- Unidad de Manipuleo de Residuos.

siduo sólido se hizo después del filtrado y secado, y puesto que no se lavó el residuo luego del filtrado, se debieron hacer las correcciones debidas a la cristalización del Zn como $ZnSO_4 \cdot 7H_2O$ (dicho procedimiento esta indicado en la sección 5g.)

5b. Variación del peso de Zinc en solución (Zn^{++}), peso de sólidos y en sayos de Zn^{++} descargados en la pulpa del residuo.- Estos valores fueron determinados cada media hora y se han graficado en las figuras 5, 6, y 7. También se indican las interrupciones que tuvo la Planta, por lo cual no hubo descarga de residuo.

Mediante 3 diferentes escalas se indican los siguientes valores:

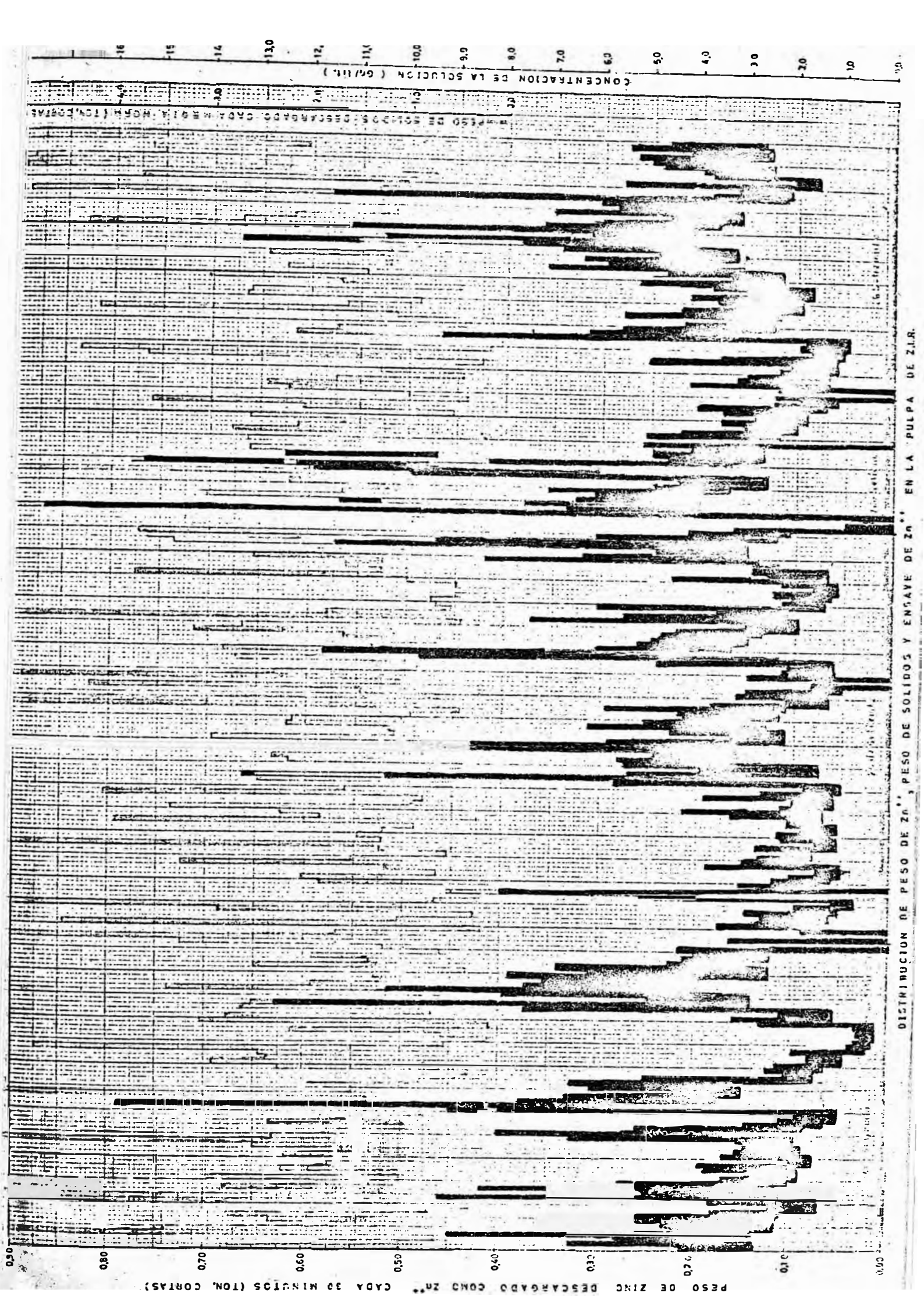
- Peso de sólidos (Ton. cortas) (verde) escala superior
- Peso de Zinc en solución (Ton.cortas) (negro) escala intermedia
- Concentración de la solución (gr Zn/lt) (rojo) escala inferior

La secuencia de los valores señalados muestra un cierto ciclaje el cual sin embargo no pudo ser relacionado con la operación de la Planta, debido a la falta de regularidad en las operaciones (número de lavados volumen de lavado, etc) de filtración y lavado.

Se puede observar que en determinados momentos se registraron concentraciones hasta de 17.8, 18.6 y 26.0 gr Zn/lt. (períodos de 30 minutos), perdiéndose hasta 1.11 toneladas de Zn^{++} . Estas pérdidas notablemente altas parecen ser debidas a la falta de capacidad disponible para el almacenamiento de la solución de lavado.

5c. Distribución de las pérdidas diarias de Zn, Zn^{++} , A/Zn, W/Zn, H_2SO_4 , Pb, Ag actualmente descargados.- Las pérdidas de Zinc son distribuidas de la siguiente manera:

- Zinc en forma sólida (Zn).- comprende Zinc soluble e insoluble en ácido (ZnO , $ZnSO_4$, $Fe_2O_3 \cdot ZnO$, ZnS)
- Zinc soluble en ácido (A/Zn); comprende el Zinc soluble en ácido presente en forma sólida (ZnO , $ZnSO_4$)



CONCENTRACION DE LA SOLUCION (G/LIT.)

PESO DE ZINC DESCARGADO COMO Zn'' CADA 30 MINUTOS (TON. CORTAS)

DISTRIBUCION DE PESO DE Zn'', PESO DE SOLIDOS Y ENSAYE DE Zn'' EN LA PULPA DE ZIR.

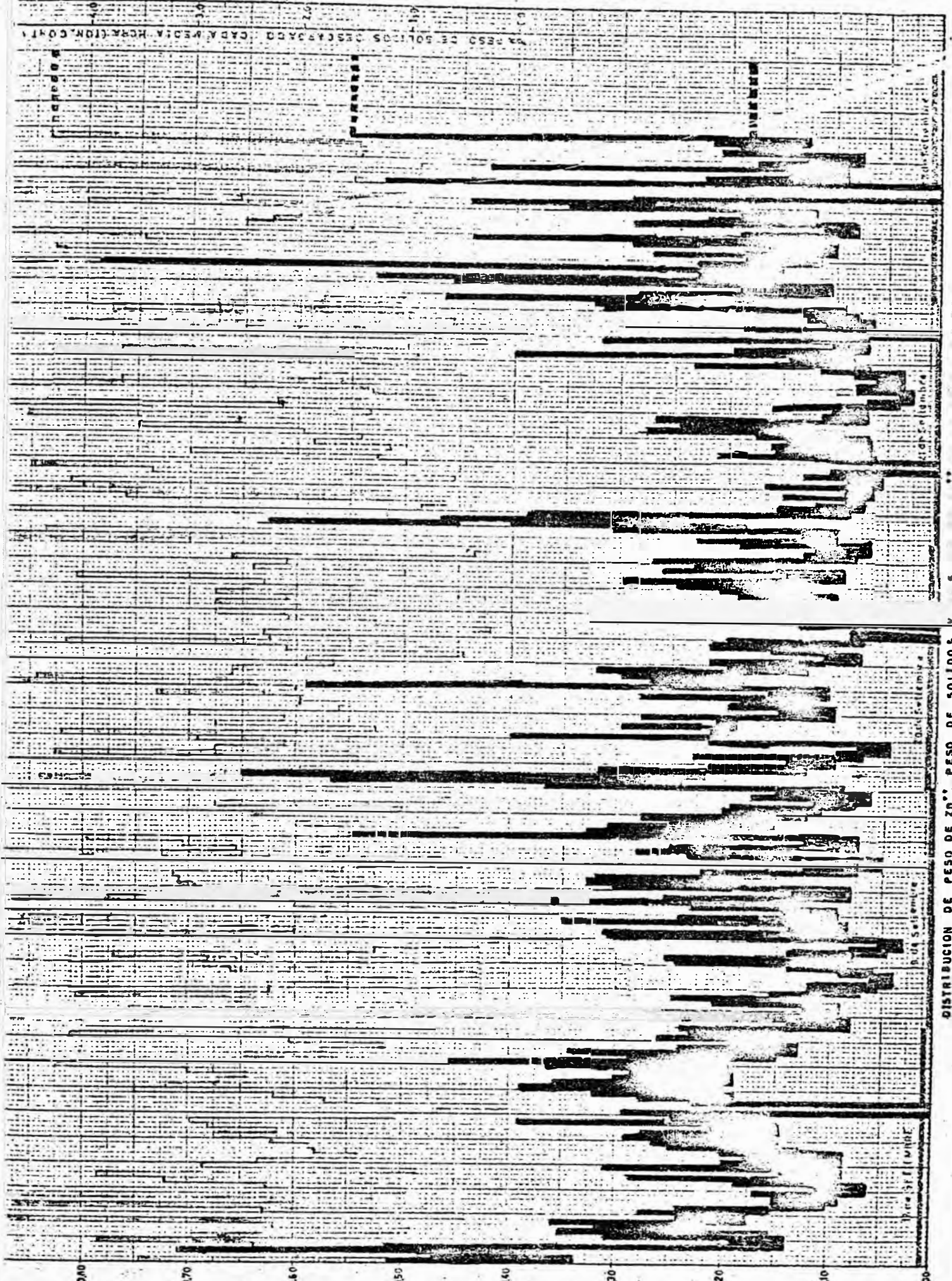
CONCENTRACION DE LA SOLUCION (GR/LIT.)

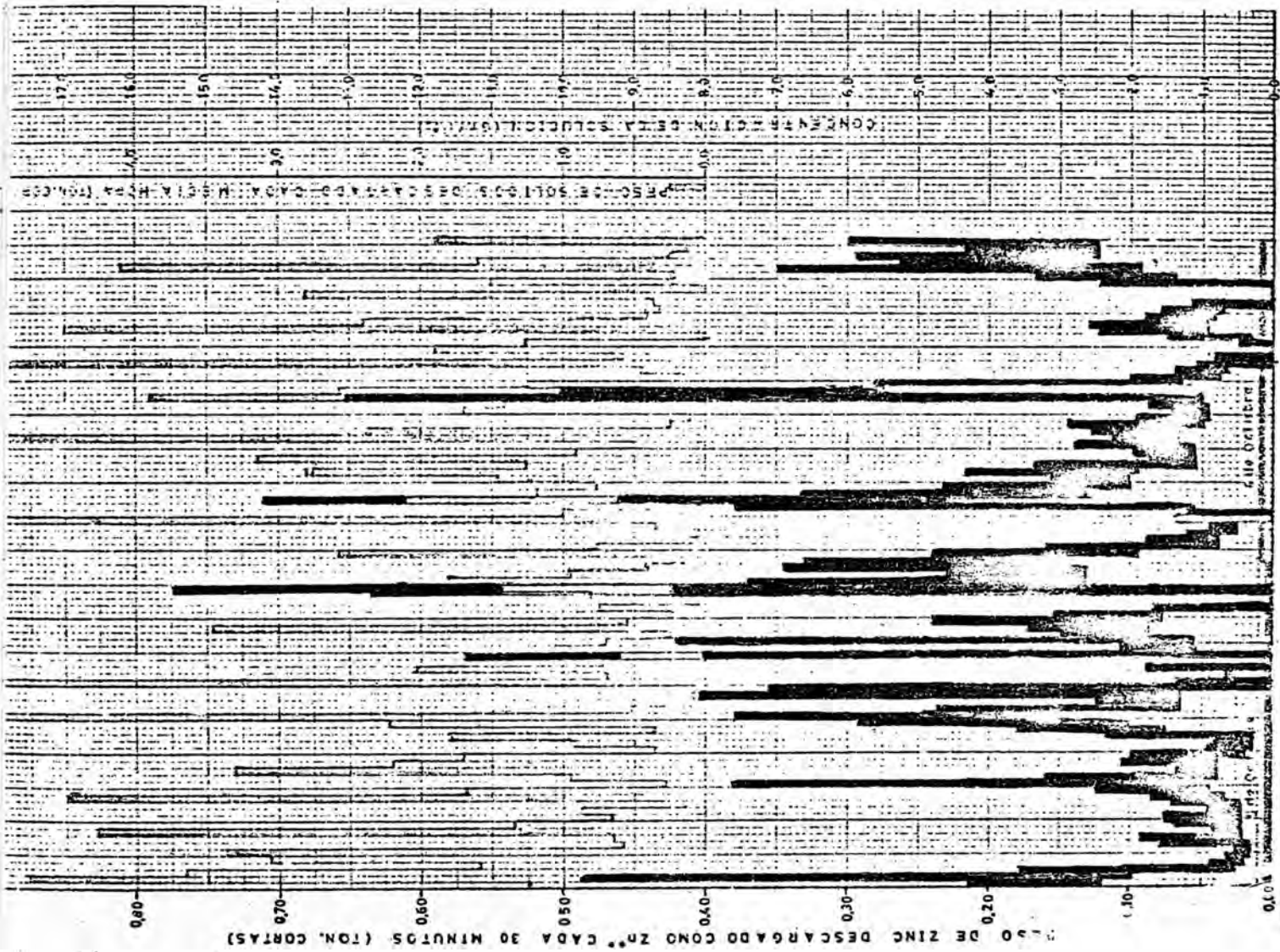
170 160 150 140 130 120 110 100 90 80 70 60 50 40 30 20 10 0

LA PESO DE SOLIDOS DESCARGADO CADA MEDIA HORAS (TON. CORTAS)

PESO DE ZINC DESCARGADO COMO ZN⁺⁺ CADA 30 MINUTOS (TON. CORTAS)

DISTRIBUCION DE PESO DE ZN⁺⁺ PESO DE SOLIDOS





DISTR. V. ION DE PESO DE ZN'', PESO DE SOLIDOS Y ENSAYE DE ZN'' EN LA PULPA DE Z.L.R.

- Zinc soluble en agua (W/Zn) ; comprende el Zinc como sulfato sólido soluble en agua y esta incluido en el A/Zn.
- Zinc en solución (Zn⁺⁺) ; comprende el Zinc disuelto presente en la solución.
- Total de Zinc en la pulpa (Zn total) ; la suma del Zinc presentes en el sólido y en la solución.

En la tabla VI se registran las pérdidas de los elementos señalados, - sin incluirse el residuo alimentado a la Planta Piloto. Un promedio de 3.652×10^6 litros de pulpa fueron descargados, operando la bomba 23.13 horas al día. La distribución diaria promedio (en toneladas cortas) es:

<u>Peso seco de Calcina</u>	<u>Peso seco del Residuo</u>	<u>Zn total</u>	<u>A/Zn</u>	<u>W/Zn</u>	<u>Zn⁺⁺</u>
451.29	114.48	44.22	5.66	0.99	13.22

<u>Zn</u>	<u>Pb</u>	<u>H₂SO₄[*]</u>	<u>Ag^{**}</u>
31.00	6.52	19.93	1515

Con referencia a los pesos de Zn y Pb alimentados en los 451.29 de Calcina, tenemos la siguiente distribución en el residuo (en%)

<u>Peso seco del Residuo</u>	<u>Zn total</u>	<u>Zn</u>	<u>A/Zn</u>	<u>Zn⁺⁺</u>	<u>Pb</u>	<u>Zn soluble</u>	<u>Zn insoluble</u>
25.31	16.36	11.46	2.09	4.90	74.5	6.99	9.37

Esto significa que la recuperación total de Zinc en el circuito actual es disminuída en un 16.36 % por las pérdidas en el residuo. Luego la recuperación puede ser incrementada hasta en 6.99% aproximadamente, si las operaciones de lavado (4.90% de recuperación) y de lixiviación (2.09% de recuperación) son mejoradas.

* Se refiere al ácido sulfúrico equivalente al peso de Zn⁺⁺ (que se genera en las celdas). Deben añadirse 1.245 toneladas de ácido sulfúrico libre.

** En onzas.

5d. Distribución de las pérdidas diarias de la sección Lavado y Filtrado.- Aquí son incluidas las pérdidas de los valores incluidos en las arenas alimentadas a la Planta Piloto. En este cálculo se ha asumido que la descarga del espesador tiene la misma composición que la pulpa descargada ese día. Aunque ambas descargas no son simultáneas debido al tiempo de retención en el espesador, el error promedio será mínimo, pues se compensan durante los 20 días de muestreo.

Este efecto puede observarse en la tabla VIII donde la recuperación promedio del Plomo en el residuo es 97.28% valor próximo a 100% que está de acuerdo con la insolubilidad del plomo. Valores diarios mayores que 100% se debe a que parte del residuo alimentado a la Planta Piloto corresponde al día anterior. La humedad de las arenas fue de 60%, y como se conoce el peso seco de ellas el volumen de solución puede ser calculado.

Un promedio de 145.35 toneladas de residuo (32.43% del peso de la Calcina) en un volumen de 3.694×10^6 litros de pulpa son obtenidos cuando se alimentan 451.29 toneladas de Calcina de la composición indicada en la tabla VI. La distribución promedio en el residuo (todas las cantidades en toneladas y la Plata en onzas) es la siguiente:

<u>Zn total</u>	<u>Zn</u>	<u>A/Zn</u>	<u>W/Zn</u>	<u>Zn⁺⁺</u>	<u>H₂SO₄*</u>	<u>Pb</u>	<u>Ag</u>
52.10	38.74	7.21	1.25	13.36	20.14	8.23	1924

La distribución (en %) de las pérdidas con relación al peso de Calcina y su contenido metálico es la siguiente:

<u>Peso seco del residuo</u>	<u>Zn total</u>	<u>Zn</u>	<u>A/Zn</u>	<u>Zn⁺⁺</u>	<u>Pb</u>	<u>Zn soluble</u>	<u>Zn insoluble</u>
32.43	19.46	14.43	2.68	4.95	97.28	7.63	11.77

Según esto la recuperación actual promedio está por debajo de $(100-19.4)=80.6\%$ pudiendo incrementarse en un 7.63% por mayores eficiencias de lavado (4.95%) y de lixiviación (2.68%). La eficiencia de lixiviación (Ta

* No se incluyen 1.260 toneladas de H₂SO₄ libre.

TABLA 1 - DISTRIBUCION DE LAS PERDIDAS DE LA PULPA DE RESIDUO DE ZINC

PULPA DEL RESIDUO DE LIXIVIACION DE

Día de Muestreo	FASE LIQUIDA DEL RESIDUO						FASE SOLIDA DEL									
	Flujo Lts/min.	Tiempo de Bombeo Horas	Volumen Diario X10 ⁶ Lt.	Conc. de Zn Gr/Lt.	Peso en Soln. (2) Zn Tons.	H ₂ SO ₄ Cortas	Peso Seco T. cort.	Ensayos					Conteni			
							Zn %	A/Zn %	W/Zn % (3)	Pb %	Ag Oz/T	Zn Tons	A/Zn Tons			
Set. 17	2635.6	23.62	3.735	6.41	23.622	35.614	173.45	27.13	4.40	0.69	5.80	10.70	47.13	7.63		
" 18	2565.7	23.00	3.541	3.90	15.178	22.884	150.66	27.34	5.26	0.94	5.83	12.02	41.19	7.92		
" 19	2609.5	23.85	3.734	3.14	12.501	18.848	136.12	27.39	5.31	1.02	5.83	12.02	37.28	7.23		
" 20	2630.6	23.40	3.643	3.05	12.338	18.602	129.29	28.14	5.36	1.04	5.35	11.58	36.37	6.93		
" 21	2632.4	23.50	3.715	2.38	9.361	14.112	134.73	28.00	5.53	0.79	5.70	12.37	37.72	7.45		
" 22 ⁽¹⁾	2605.6	22.50	3.518	3.71	14.637	14.712	113.49	28.41	5.56	0.83	5.35	12.30	32.24	6.31		
" 24	2690.6	24.00	3.874	2.83	11.667	17.590	107.66	27.06	5.71	0.74	5.62	14.10	29.13	6.15		
" 25	2691.0	23.00	3.714	2.48	9.945	14.994	97.36	27.21	4.91	0.78	5.52	13.12	26.49	4.78		
" 26	2682.4	23.80	3.830	3.11	12.758	19.235	100.65	26.86	4.72	0.74	5.60	13.20	27.03	4.75		
" 27	2627.5	22.80	3.594	3.86	14.413	21.730	97.55	27.87	5.17	0.83	5.32	14.32	26.99	5.04		
" 28	2618.1	24.00	3.770	3.54	14.110	21.274	107.20	25.77	3.40	0.91	6.28	15.08	27.62	3.64		
" 29	2397.8	24.00	3.453	2.57	9.377	14.138	119.62	27.45	5.58	0.93	5.63	13.83	32.82	6.67		
Oct. 1	2495.8	23.00	3.444	3.72	13.492	20.342	145.42	26.17	5.37	0.98	5.75	13.67	38.05	7.80		
" 2	2618.6	22.00	3.457	4.65	16.665	25.126	115.57	26.46	3.94	0.75	5.78	14.45	30.57	4.55		
" 3	2502.6	22.00	3.303	5.80	21.053	31.741	96.55	26.43	4.03	0.76	5.80	14.30	25.51	3.89		
" 4	2851.6	23.90	4.089	2.04	8.704	13.123	84.33	26.86	5.38	0.91	5.97	14.65	22.65	4.54		
" 5	2848.6	21.90	3.743	2.39	8.943	13.483	82.33	26.29	4.30	0.92	5.62	15.23	21.77	3.56		
" 6	2656.2	22.10	3.522	2.28	9.192	13.859	68.19	25.63	4.53	0.88	5.68	15.82	17.47	3.09		
Promedio	2631.1	23.13	3.652	3.44	13.219	19.930	114.48	27.01	4.91	0.86	5.69	13.49	31.00	5.66		

(1) El tiempo de muestreo fue de 16 horas, pero aquí figura la corrección para 24 horas.

(2) Se refiere al peso de ácido equivalente al contenido de Zn⁺⁺, el cual es recuperable en las celdas electrolíticas.

(3) El ensayo de W/Zn, así como los ensayos de Zn y A/Zn y el peso de sólidos secos fueron corregidos debido a la cristalización del ZnSO₄.7H₂O.

DESCARGADOS A LA ZONA DE ALMACENAMIENTO DE RESIDUOS

Z I N C

RESIDUO	CALCINA			ALIMENTADA			PULPA DE RESIDUO DE LIXIVIACION DISTRIBUCION DE PERDIDAS								
	do Metálico	Peso de Calcina Tn Cort.	Ensayes Zn %	A/Zn %	Pb %	Contenido Metálico Zn Tons.	A/Zn Cortas	Pb	Peso Seco de Res. %	Zn %	A/Zn %	Zn ⁺⁺ %	Zn(5) Total %	Zn(6) Soln %	
1.20	10.06	1855.9	538.56	59.6	48.6	2.2	320.98	261.70	11.84	32.12	14.68	2.38	7.36	22.04	9.74
1.46	8.78	1810.9	547.03	59.5	50.3	1.9	325.48	275.16	10.39	27.54	12.66	2.43	4.66	17.32	7.09
1.39	7.94	1636.2	508.38	57.5	46.3	2.2	293.32	235.38	11.18	26.78	12.75	2.46	4.28	17.03	6.74
1.34	6.92	1497.2	512.07	57.6	47.1	2.2	294.93	241.18	11.27	25.25	12.33	2.35	4.18	16.51	6.53
1.06	7.68	1666.6	500.19	58.4	49.3	1.9	292.11	246.59	9.50	26.94	12.91	2.55	3.20	16.11	5.75
0.94	6.07	1395.9	473.44	60.2	49.8	1.9	285.01	235.77	9.00	23.97	11.31	2.21	5.14	16.45	7.35
0.80	6.05	1518.0	509.11	59.2	49.5	1.8	301.39	252.00	9.16	21.15	9.67	2.04	3.87	13.54	5.91
0.76	5.37	1277.4	403.29	56.8	46.3	2.4	234.75	191.35	9.92	23.56	11.28	2.04	4.24	15.32	6.28
0.74	5.64	1327.6	452.57	61.1	51.5	1.9	276.52	233.07	8.60	22.24	9.78	1.72	4.61	14.39	6.33
0.81	5.19	1396.9	414.40	61.0	49.5	2.0	252.78	205.13	8.29	23.54	10.68	1.99	5.70	16.38	7.69
0.98	6.73	1616.6	433.43	60.6	50.9	1.9	262.66	220.62	8.29	24.73	10.51	1.39	5.37	15.88	6.76
1.11	6.73	1654.3	494.53	61.0	50.5	1.9	301.66	249.74	9.40	24.19	10.88	2.21	3.11	13.99	5.32
1.43	8.36	1987.9	451.84	61.0	50.5	1.8	275.62	237.67	8.13	32.18	13.80	2.83	4.90	18.70	7.73
0.87	6.68	1667.7	455.77	61.8	52.6	1.4	281.77	239.74	6.38	25.36	10.05	1.61	5.91	16.76	7.52
0.73	5.60	1380.7	457.67	62.3	52.7	-	285.13	241.19	-	21.10	8.94	1.36	7.38	16.32	8.71
0.77	5.03	1235.4	286.02	60.0	50.1	1.8	171.61	143.36	5.15	29.48	13.20	2.65	5.07	18.27	7.72
0.76	4.66	1261.5	307.43	58.9	49.3	1.8	181.08	151.56	5.53	26.94	12.02	1.97	4.94	16.96	6.91
0.60	3.87	1078.8	367.42	58.8	47.7	1.9	216.04	175.26	6.98	18.56	8.09	1.43	4.25	12.34	5.68
0.99	6.52	1514.8	451.29	59.7	49.6	1.9	269.54	224.25	8.75	25.31	11.46	2.09	4.90	16.36	6.99

(4) Referido al total de Zn alimentado de la calcina.

(5) Incluye el zinc perdido como sólido y en solución (Zn⁺⁺)

(6) La suma de zinc soluble en ácido y el zinc en solución.

Tabla II - CALCULO DEL CONTENIDO METALICO EN EL RESIDUO,ALIMENTADO A LA PLANTA PILOTO

DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS DE LIXIVIACION

Día de Muestreo	Peso de sólido seco del espesador		Zn %	A/Zn %	Zn ⁺⁺ gr/lit	W/Zn %	Pb %	Ag Oz/Tn	Hu(1) medad 10 ³ lt	Zn ⁺⁺ T o n e l	ZnSO ₄ 7 H ₂ O toneladas	Peso residuo inerte toneladas	Peso de Contenido Metálico Cortas						
	T.Met.	T.Cort.											Zn	A/Zn	W/Zn	Pb	Ag		
													%	%	%	%	Oz/Tn	Onz	Onz
Set. 17	-	-	27.13	4.40	6.41	0.69	5.80	10.70	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
" 18	-	-	27.34	5.26	3.90	0.97	5.83	12.02	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
" 19	35.6	39.16	27.39	5.31	3.14	1.02	5.83	12.02	53.40	0.168	0.742	38.42	10.52	2.04	0.39	0.168	2.24	462	
" 20	55.6	61.16	28.13	5.36	3.05	1.04	5.35	11.58	83.25	0.254	1.121	60.04	16.88	3.22	0.62	0.254	3.21	695	
" 21	35.5	39.05	28.00	5.53	2.38	0.79	5.70	12.37	53.25	0.127	0.561	38.49	10.78	2.13	0.30	0.127	2.19	476	
" 22	52.3	57.53	28.41	5.56	3.71	0.83	5.35	12.30	78.45	0.291	1.285	56.25	15.98	3.13	0.47	0.291	3.01	692	
" 24	56.2	61.82	27.06	5.71	2.83	0.74	5.62	14.10	84.30	0.239	1.055	60.77	16.44	3.47	0.45	0.239	3.42	857	
" 25	28.7	31.57	27.21	4.91	2.48	0.78	5.52	13.12	43.05	0.107	0.472	31.10	8.46	1.53	0.24	0.107	1.72	408	
" 26	34.5	37.95	26.86	4.72	3.11	0.74	5.60	13.20	51.75	0.161	0.711	37.24	10.00	1.76	0.28	0.161	2.09	492	
" 27	37.8	41.58	27.87	5.17	3.86	0.83	5.32	14.32	56.70	0.219	0.967	40.61	11.32	2.10	0.34	0.219	2.16	582	
" 28	-	-	25.77	3.40	3.54	0.91	6.28	15.08	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
" 29	-	-	27.45	5.58	2.57	0.93	5.63	13.83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Oct. 1	19.4	21.34	26.17	5.37	3.72	0.98	5.75	13.67	29.10	0.079	0.349	20.99	5.49	1.13	0.21	0.079	1.21	286	
" 2	48.0	52.80	26.46	3.94	4.65	0.75	5.78	14.43	72.00	0.419	1.846	50.95	13.48	2.01	0.38	0.419	2.94	735	
" 3	28.8	31.68	26.43	4.03	5.80	0.76	5.80	14.30	40.20	0.187	0.826	30.85	8.15	1.24	0.23	0.187	1.79	441	
" 4	42.2	46.42	26.86	5.38	2.04	0.91	5.97	14.65	63.30	0.129	0.560	45.86	12.32	2.47	0.42	0.129	2.74	672	
" 5	17.0	18.70	26.29	4.30	2.39	0.92	5.62	15.23	25.50	0.061	0.269	18.43	4.85	0.79	0.17	0.061	1.04	281	
" 6	16.4	18.04	25.63	4.57	2.28	0.88	5.68	15.82	24.60	0.056	0.247	17.79	4.56	0.81	0.16	0.056	1.01	281	

(1) Se asume una humedad de 60 % de las arenas descargadas del espesador.

Tabla III - DISTRIBUCION TOTAL DE PERDIDAS EN LA PULPA DE RESIDUO DE LIXIVIACION DE ZINC (INCLUYENDO LA PULPA ALIMENTADA A LA PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS)

Día de Muestreo	Volumen Soln. X106Lt.	Peso y Contenido Metálico de la Pulpa del Residuo										Peso residuo									
		Peso de residuo seco		T o n e l a d a s					C o r t a s			%		%		%		%		%	
		Zn	A/Zn	W/Zn	Zn ⁺⁺	H ₂ SO ₄	Zn Total	Pb	Ag	Zn	A/Zn	Zn ⁺⁺	Pb (2)	Zn Total	Zn Soln de Lixiv.						
Set. 17	3.735	173.45	47.13	7.63	1.20	23.622	35.615	70.75	10.06	1856	32.21	14.68	2.38	7.36	84.97	22.04	9.74	97.08			
" 18	3.541	150.66	41.19	7.92	1.46	15.178	22.884	56.37	8.78	1811	27.54	12.66	2.43	4.16	84.50	17.32	7.09	97.12			
" 19	3.787	175.28	47.80	9.27	1.78	12.669	19.101	60.47	10.18	2098	34.48	16.30	3.16	4.32	91.06	20.62	7.48	96.06			
" 20	3.776	190.45	53.25	10.15	1.96	12.592	18.985	65.84	10.13	2192	37.19	18.06	3.44	4.27	89.88	22.33	7.71	95.79			
" 21	3.768	173.78	48.50	9.58	1.36	9.488	14.305	57.99	9.87	2143	34.74	16.60	3.28	3.25	103.89	19.85	6.53	96.12			
" 22	3.596	171.02	48.22	9.44	1.41	14.928	22.507	63.15	9.01	2088	36.12	16.92	3.31	5.24	100.11	20.16	8.55	96.00			
" 24	3.958	169.48	45.57	9.62	1.25	11.906	17.951	57.48	9.47	2375	33.29	15.12	3.19	3.95	103.38	19.07	7.14	96.18			
" 25	3.757	128.93	34.95	6.31	1.00	10.052	15.155	45.00	7.09	1685	31.20	14.89	2.69	4.28	71.47	19.17	6.97	96.70			
" 26	3.882	138.60	37.03	6.51	1.02	12.919	19.478	49.95	7.73	1822	30.63	13.39	2.35	4.67	89.88	18.06	7.02	97.21			
" 27	3.651	139.13	38.31	7.14	1.15	14.632	22.061	52.94	7.35	1979	33.57	15.16	2.82	5.79	88.66	20.95	8.61	96.52			
" 28	3.770	107.20	27.62	3.64	0.98	14.110	21.274	41.73	6.73	1617	24.73	10.52	1.39	5.37	81.67	15.89	6.76	98.35			
" 29	3.453	119.62	32.82	6.67	1.11	9.377	14.138	42.20	6.73	1654	24.19	10.88	2.21	3.11	71.60	13.99	5.32	97.33			
Oct. 1	3.473	166.76	43.54	8.93	1.64	13.571	20.461	57.11	9.57	2274	36.94	15.80	3.24	4.92	117.71	20.72	8.16	96.24			
" 2	3.529	168.37	34.05	6.56	1.25	17.083	25.756	51.13	9.62	2403	36.94	12.08	2.33	6.06	150.78	18.14	8.39	97.26			
" 3	3.343	128.23	33.66	5.13	0.96	21.240	32.023	54.90	7.39	1822	28.01	11.81	1.80	7.45	-	19.26	9.25	97.87			
" 4	4.152	130.75	34.98	7.01	1.19	8.833	13.317	43.81	7.77	1907	45.71	20.38	4.00	5.15	150.87	25.53	9.23	95.11			
" 5	3.769	101.03	26.62	4.35	0.93	9.004	13.573	35.62	5.70	1543	32.86	14.70	2.40	4.97	103.07	19.67	7.37	97.13			
" 6	3.547	86.23	22.03	3.90	0.76	9.248	13.943	31.28	4.88	1360	23.46	10.20	1.81	4.28	69.91	14.48	6.09	97.77			
Promedio	3.694	145.53	38.74	7.21	1.25	13.358	20.141	52.10	8.23	1924	32.43	14.45	2.68	4.95	97.26	19.40	7.63	96.77			

(1) Referido al total alimentado en la calcina

(2) Las pérdidas mayores de 100 % se debe a que la descarga del espesador no se hizo en forma continua.

bla VIII) propiamente dicha es bastante aceptable (96.77 %). Hay que mencionar que no se consideran las recuperaciones obtenidas en la Planta Piloto. Prácticamente todo el plomo pasará al residuo (97.28%).

5f. Resultados Generales.- Los siguientes resultados se deducen de este muestreo:

1. Un promedio de 7.63 % del Zinc alimentado en la Calcina es perdido en el residuo por baja eficiencia de lixiviación (2.68%) y de lavado (4.95%).

2. Un promedio de 44.22 toneladas cortas de Zinc en sus diferentes formas son descargadas en el residuo de lixiviación.

3. El pH de la muestra fue de 5.8

4. Hay que señalar que durante el período de muestreo se trataron un promedio de 451.29 toneladas/día de Calcina, siendo la capacidad de la Planta 530.86 toneladas/día. De acuerdo a esto y asumiendo que las pérdidas son linealmente proporcionales* al peso de la Calcina tendremos la siguiente distribución de pérdidas (en toneladas y onzas de Plata por día)

T A B L A IV

Distribución de Pérdidas

<u>Pulpa</u>	<u>Fase Sólida</u>			<u>Fase Líquida</u>			
<u>Zn total</u>	<u>Zn</u>	<u>Pb</u>	<u>Ag</u>	<u>Zn⁺⁺</u>	<u>Cu</u>	<u>Cd</u>	<u>In</u>
61.270	45.559	7.667	2263	15.711	0.028	0.048	0.048
	<u>Peso de Residuo</u>			<u>Mn</u>	<u>As</u>	<u>Sb</u>	<u>Al</u>
	171.189			0.239	0.038	0.0002	0.026

5g. Corrección de los ensayos de Zinc y peso real de la Pulpa.- Estas correcciones deben ser realizadas a causa de que las muestras sólidas no fueron lavadas luego de la filtración.

El lavado no se hizo por las siguientes razones:

- Un lavado rápido no extraería toda la solución impregnada en el re

siduo húmedo.

- Un lavado prolongado disolvería parte del sulfato sólido.

- El tiempo requerido dificulta la preparación de las muestras.

Luego de la filtración la torta húmeda contiene solución de Zn, el cual cristalizará al secarse la muestra, entonces:

Peso de agua evaporada (W) =(Peso torta húmeda - Peso torta seca)
expresada en gramos o centímetros cúbicos.

El Zinc en solución cristalizará como $ZnSO_4 \cdot 7H_2O$ y se tienen las siguientes relaciones:

$$\frac{\text{Peso de } ZnSO_4 \cdot 7H_2O}{\text{Peso de Zn}} = \frac{287}{65} = 4.415 \quad \frac{7H_2O}{Zn} = \frac{126}{65} = 1.94$$

La solución tiene una concentración de "C" gr Zn/lit y densidad correspondiente de "d" gr/cm³, luego:

$$1000 d - 4.415 C$$

será el volumen (o peso) en cm³ de agua

evaporable contenida en 1 lit de solución, lo cual corresponde a C gramos de Zinc cristalizados, y:

$$\left[\frac{C}{1000 d - 4.415 C} \right] W, \text{ es el peso de Zinc cristalizado (en gramos)}$$

$$\left[\frac{4.415 C}{1000 d - 4.415 C} \right] W, \text{ es el peso de sulfato hidratado cristalizado (en gramos)}$$

Si el peso del residuo seco fue X gramos y ensayo x% de W/Zn, el ensayo real referido al peso de material sólido en la pulpa antes del filtrado será:

$$(100) \cdot \frac{\left(\frac{x \cdot X}{100} \right) - \left[\frac{C}{1000 d - 4.415 C} \right] W}{X - \left[\frac{4.415 C}{1000 d - 4.415 C} \right] W} = \% \text{ real w/Zn}$$

esta corrección también deberá hacerse para los ensayos de Zn y A/Zn.

Para obtener el peso real de sólidos (antes del filtrado) el peso seco deberá multiplicarse por el factor:

* En realidad las pérdidas serán mayores.

$$X - \left[\frac{4.415 C}{1000 - 4.415 C} \right] W \quad \text{ó por} \quad 1 - \left[\frac{4.415 C}{1000 - 4.415 C} \right] \frac{W}{X}$$

Las correcciones debidas a la cristalización de elementos como Mn, Cd, Cu Fe, Co, etc., no son significantes, según se indica en el ensayo de una solución promedio.

Composición química de la muestra compuesta de 20 días

(en gr/lt y* mg/lt)

<u>Zn</u>	<u>Cd</u>	<u>Fe</u>	<u>In</u>	<u>Mn</u>	<u>H₂SO₄</u>	<u>Cu*</u>	<u>4.5</u>	<u>5.0</u>	<u>Al*</u>
3.3	0.01	0.01	0.01	0.05	0.31	6.9	7.74	0.05	5.25

En la siguiente tabla se puede ver las diferencias entre los ensayos y pesos determinados en la forma mencionada, para 3 días.

T A B L A X

Diferencia entre ensayos actuales y corregidos

Base = 1 litro de pulpa

	<u>Determinaciones no corregidos</u>			<u>Determinaciones corregidas</u>		
<u>Mues</u>	<u>Conc.de</u>	<u>Contenido</u>	<u>Peso de re</u>	<u>Contenido</u>	<u>Peso de</u>	<u>Factor de</u>
<u>tra</u>	<u>la solu</u>	<u>de W/Zn en</u>	<u>siduo seco</u>	<u>de W/Zn en</u>	<u>residuo</u>	<u>corrección</u>
	<u>ción</u>	<u>el residuo</u>	<u>filtrado</u>	<u>el residuo</u>	<u>seco fil</u>	<u>del peso</u>
	<u>grZn/lt</u>	<u>sólido (%)</u>	<u>(gramos)</u>	<u>sólido</u>	<u>trado (gr)</u>	
1	6.41	1.06	139.61	0.69	137.28	0.9833
2	3.90	1.21	97.40	0.97	96.33	0.9890
3	3.14	1.21	91.90	1.02	91.07	0.9910
4	3.05	1.23	93.80	1.04	92.26	0.9910

6. CAUSAS DE LAS PERDIDAS DE ZINC

Y POSIBLES SOLUCIONES

6a. Introducción.- En el muestreo realizado (Sec. 5) se han podido determinar las fuentes de pérdidas de Zinc en el residuo final, indudablemente que las mayores fuentes de pérdidas se deben a mala operación de tostación, lixiviación y lavado; a esto hay que agregar que pérdidas indeterminables se producen como consecuencia de la formación de polvos.

6b. Pérdidas por baja eficiencia de tostación.- La principal causa de estas pérdidas la constituyen la formación de ferritas de Zinc que son insolubles en ácido sulfúrico y por lo tanto permanecen en el residuo.

Se ha indicado que la formación de ferritas ocurre para contenidos de fierro mayores que el 6%, en el concentrado de Zinc. El problema es parcialmente resuelto por el tratamiento del residuo en la Planta Piloto, sin embargo esta Planta sólo trata el 22% del residuo actualmente producido, y la plata no es finalmente recuperada. El 78% restante es destinado a la zona de almacenamiento y vendido en parte al extranjero.

Actualmente existe un proceso muy interesante para recuperar el Zinc del residuo, este es el llamado "proceso Jarosita" (ver referencia 8) utilizado en varias Plantas Industriales europeas. Básicamente se busca la formación de un Sulfato básico de fierro, mediante lixiviación a altas temperaturas (90 - 95°C) y con soluciones concentradas de ácido. Sin embargo la limitación que existe en nuestro medio se refiere a la baja presión atmosférica (492.7 mm Hg), lo cual impide llegar a esas temperaturas sin el uso de Autoclaves, pues el agua hierve a sólo 88.1°C.

Una recomendación puede ser hecha no para recuperar el Zinc de las ferritas, sino más bien, para evitar la formación de ellas.

El fierro que existe en el concentrado (tabla III), ocasiona la formación de ferritas, pues es mayor que el 6% (11.04% Fe), parte de este fierro se encuentra como marmatita, esto es formando una solución sólida con la esfalerita, y es imposible de separarse por métodos económicos.

Sin embargo la mayoría de los concentrados tienen menos de 1.8% de Hierro como marmatita, estando el resto como pirita (Fe S_2) la cual puede ser separado del Zinc por métodos relativamente económicos.

Ahora bien la flotación de la pirita contenida en el concentrado de Zinc puede ser intentada para eliminar el fierro, de esta manera evitará la formación de ferritas. El concentrado de Zinc puede ser previamente lavado, y acondicionado con Cianuro de Sodio, para desorber el sulfato de cobre y el colector, luego depresores como Zn SO_4 , pueden ser añadidos, flotando la pirita a $\text{pH} = 5.0$ logrado con ácido.

Problemas de liberación de la pirita de la esfalerita, y de la necesidad de una remolienda deben ser tomados en cuenta. El costo de este tratamiento adicional debe ser comparado con la utilidad obtenida por la mayor recuperación de Zinc. Puesto que este tratamiento sale de los alcances de este trabajo, mencionaremos el éxito obtenido en la separación del cobre y fierro de los concentrados de Zinc, mediante el uso de SO_2 , carbón activado, para desorber el espumante, el colector y el modificador de la esfalerita, deprimiéndose éste con ZnSO_4 luego de una molienda y flotando la pirita. Así el fierro en el concentrado disminuye hasta 3.0%. Este trabajo fue realizado por J. Zegarra* y podría ser complementado con pruebas de tostación.

6c. Pérdidas por baja eficiencia de lixiviación.- Según el muestreo mencionado alrededor de 2.68% del Zinc soluble en ácido alimentado en la calcina se pierden diariamente en el residuo de lixiviación. Esto equivale a una eficiencia de lixiviación de 93.72% aparentemente alto, sin embargo el incremento de sólo 1% en dicha eficiencia reducirá en 2.6 ton/día las pérdidas de Zinc soluble en ácido lo cual representa a un precio de \$434.2/ton de Zinc:

$$2.6 \times \$ 434.2 \times 45.00 = 50,801.4 \text{ soles/día}$$

Como se verá oportunamente las principales causas de estas pérdidas se deben al inadecuado grado de fineza de molienda de calcina (capítulo II).

* J. Zegarra, Ing. Metalurgista, Promoción 1965, UNI.

Otras variables que podrían tener influencia, son el tiempo de agitación, la acidez del electrolito gastado, temperatura, velocidad de agitación y % de sólidos. Sin embargo el tiempo de reacción está limitado por la producción actual, la velocidad de agitación está limitada por la floculación del hidróxido férrico, igualmente la acidez, pues un pH =5.0 debe ser alcanzado finalmente. La temperatura debe limitarse por la evaporación de agua.

Sería recomendable que la velocidad de agitación fuera regulable, pues la primera etapa debería realizarse a bastante velocidad para ayudar a la lixiviación de la calcina y mediante un reductor de velocidad se disminuiría para ayudar a la floculación del hidróxido férrico en la segunda etapa. La instalación de este equipo es relativamente sencilla.

6d. Pérdidas por baja eficiencia de lavado.- Como fue descrito anteriormente la operación de lavado se lleva a cabo en los filtros Burt, luego de realizado la filtración.

El residuo que queda en el filtro es sometido a un número variable de lavados, tanto en concentración de Zn como en volumen de la solución de lavado, esto depende de los siguientes factores:

1. Disponibilidad de tiempo para efectuar el lavado, pues los operadores deben mantener la producción descargando el filtro tan pronto se haya preparado nueva pulpa de lixiviación para ser filtrada.
2. El agua de lavado puede recircular varias veces, enriqueciéndose hasta que es enviada a purificación.
3. A causa de la humedad del residuo, y de la condensación del vapor, el volumen de agua de lavado se incrementa, llegando un momento en que faltará volumen disponible para la solución de lavado.
4. Ciertas veces se descarga el residuo del filtro, con agua exenta de Zinc, para reducir pérdidas de Zinc.
5. Reparaciones, cambios de lonas, pulpas difíciles de filtros, etc., ocurren continuamente.

En síntesis la operación actual de filtrado y lavado es notablemente irre

gular, lo cual ocasiona gran parte de las pérdidas de Zinc en solución (Ver Muestreo, Sec. 5).

En cuanto a las posibles soluciones, ellas son discutidas en el capítulo IV.

7. COSTO DE LA OPERACION ACTUAL DE FILTRADO Y LAVADO

El costo de operación, mantenimiento y materiales de la batería de filtros Burt* ha sido evaluado de los reportes de gastos de la Planta, el costo en soles/mes se detalla a continuación.

a) <u>Costos de Labor</u>	soles/mes
Carpinteros para el cambio de palos (22 palos/año)	5,760.00
- Operadores mecánicos (75% de su tiempo)	60,020.00
- Operadores de filtro (9 hombres)	68,100.00
Mantenimiento mecánico (10% supervisión)	3,500.00
- Supervisión de Operaciones (60% de 8 supervisores)	58,000.00
Costo total de Labor	195,380.00

b) <u>Materiales</u>	
- Lona importado, no liberada	110,000.00
- Hilo de Dacrón	1,200.00
Jebe para empaquetaduras	6,000.00
- Canaletas de descarga	2,300.00
- Pernos, tuercas, tapones y otros	800.00
Soldaduras de bronce	1,600.00
- Tornillos de bronce de 2" ø x 21"	12,300.00
Soldadura inoxidable	1,000.00
- Plomo laminado (2,000 lb/año)	500.00
- Tubos de acero inoxidable	1,500.00
- Palos para medio filtrante especial	38,000.00
- Jebes para forro interior	20,000.00
- Floculante	10,000.00
Costo total de Materiales	265,200.00

c) <u>Servicios</u>	<u>Soles/mes</u>
- Vapor y aire comprimido	90,000.00
Costo total de Servicios	90,000.00
Costo mensual de operación = 195,380 + 265,200 + 90,000.00	
= 550.580 soles	
Costo diario de operación = 18,353. soles	
Peso de residuo descargado = 171,189 toneladas/día	
Costo unitario de operación = 107.209 soles/toneladas de residuo	
Evidentemente que el costo de operación es bastante alto.	

8. CONTAMINACION AMBIENTAL

Una cuestión de suma importancia que debe ser tomada en cuenta, es la contaminación del río aledaño a la planta actual; pues como se sabe el rebose de la poza de almacenamiento del residuo es vertida directamente a este río.

Haciendo un poco de historia, podemos decir que inicialmente la excesiva dilución de la pulpa (alrededor de 4% sólidos) no constituía un problema, tal vez por el volumen disponible en la poza de residuos ó por las leyes menos rigurosas. Sin embargo el volumen disponible actualmente se ha reducido, de tal modo que el tiempo de retención del residuo es insuficiente para que el calor del medio ambiente evapore tal cantidad de agua, teniendo que ser descargada parcialmente al río. En la figura se presenta un diagrama de flujo.

La solución descargada al río contiene apreciable proporción de elementos nocivos para la fauna y flora, y se puede considerar que este efluente es el responsable del 30% de la contaminación producida en dicho río. La composición química promedio de esta solución** tomada en 20 días de

* No se incluyen los costos de bombeo hasta la poza de almacenamiento, ni otros costos fijos.

**Esta composición fue calculada del ensayo dado en la Sec. muestreo (pag) y teniendo en cuenta la cantidad de agua evaporada, lo que da

muestreos:

Contenido de Zinc	4.22 gr/lt.
- Contenido de Cadmio	0.01 gr/lt.
- Contenido de Fierro	0.01 gr/lt.
- Contenido de Indio	0.01 gr/lt.
Contenido de Manganeso	0.06 gr/lt.
- Contenido de Acido Sulfúrico	0.40 gr/lt.
- Contenido de Cobre	8.83 gr/lt.
- Contenido de Arsénico	9.90 gr/lt.
- Contenido de Antimonio	6.40 mg/lt.
Contenido de Aluminio	6.72 mg/lt.
pH de la solución	5.9

De igual manera el Estado peruano se ha plegado a la campaña que a nivel mundial, trata de reducir la contaminación del ambiente, y ha clasificado los límites permisibles de cada elemento contenido en los efluentes industriales, de acuerdo a los rios en que son vertidos dichos efluentes.

Así para el rio, sobre cuyas riberas se encuentra la Planta los límites-permisibles son:

Elementos	No mayor <u>que</u>
Arsénico	0.20 mg/lt.
Cianuro	0.01 mg/lt.
Cobre	1.50 mg/lt.
Cromo hexavalente	0.05 mg/lt.
Fierro	1.00 mg/lt.
Fluor	2.00 mg/lt.
Manganeso	0.50 mg/lt.

** una relación de volumen de 0.7815 entre la solución de rebose y la solución alimentada con el residuo.

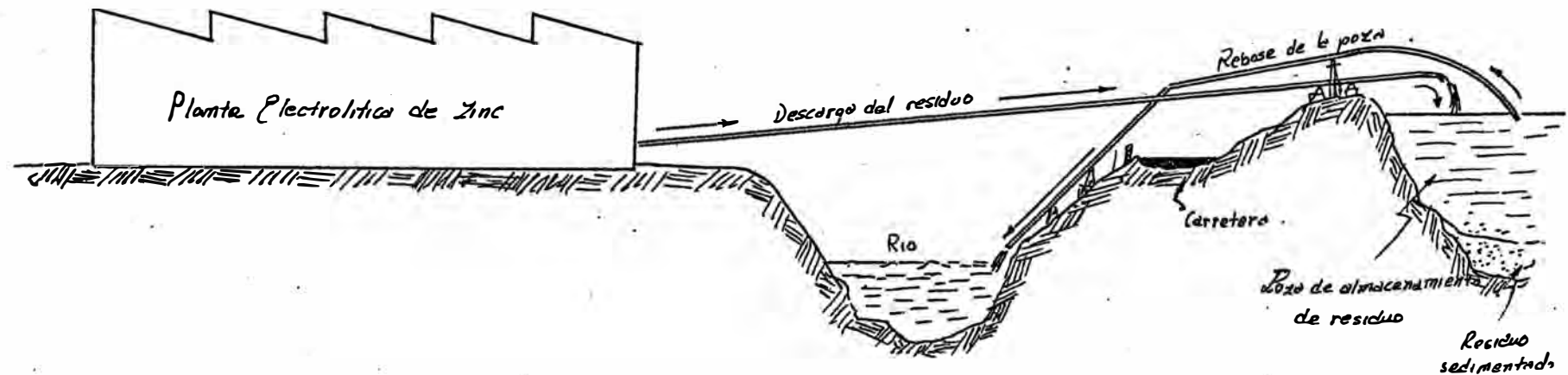


Fig. 5.- Descarga de la Pulpa del Residuo y
Contaminación Producida.

Elementos	No <u>mayor que</u>
Magnesio	150.00 mg/lt.
Nitratos	100.00 mg/lt.
Plata	0.05 mg/lt.
Plomo	0.10 mg/lt.
Selenio	0.05 mg/lt.
Sulfatos	400.00 mg/lt.
Zinc	15.00 mg/lt.
pH	entre 5 y 9

De lo anterior se desprende que el efluente en mención constituye un serio contaminante, más aún si se tiene en cuenta que alrededor de 4'289, 760 litros de este efluente son vertidos diariamente al río.

Por lo dicho, un concienzudo estudio acerca de este problema debe ser realizado tratándose de reducir simultáneamente el volumen y la concentración de elementos nocivos de la solución contenido en la pulpa del residuo.

En cuanto a la cantidad de agua evaporada naturalmente en la poza de almacenamiento, las siguientes cifras, promedio de varias semanas pueden ser consideradas (el mínimo se refiere al agua evaporada)

T A B L A X I

Volumen de agua evaporada en la poza de Almacenamiento de Residuos (lt/día)

<u>Valor</u>	<u>Promedio</u>	<u>Mínimo</u>
Volumen de la pulpa del Residuo	3,836	3,800
Volumen de la solución del Residuo	3,813	3,777
Rebose de la Poza de Almacenamiento de Residuo	2,979	3,139
Agua evaporada *	834	

De acuerdo a lo anterior la dilución mínima que debe tener la pulpa descargada a dicha poza, puede ser calculada teniendo en cuenta el volumen mínimo de agua evaporable. Entonces:

Peso de residuo actual** = 114.48 ton/día

Peso de residuo a plena capacidad = 114.48 x 1.176 = 134.66

Volumen de agua evaporable (mínimo) = 638 lt/día

% de sólidos requerido en la pulpa = 100X

Relación de Volumen agua/sólido en la pulpa = (1-X)/X

Cantidad de agua en el residuo = (134.66) (1100) (1-X)/X lt/día

$$638 \times 60 \times 24 = (134.66) \cdot (1100) \cdot (1-X)/X$$

$$X = 0.1417$$

Luego el % de sólidos mínimo debería ser 14.17%. La pulpa actualmente descargada tiene alrededor de 4% de sólidos, y esta excesiva dilución es la que produce el rebose que contamina el río.

Finalmente podemos decir que la solución de este grave problema parece ser un circuito de lavado por decantación en Contracorriente, pues una pulpa poco diluída (mayor de 30%) conteniendo una solución exenta de elementos nocivos puede ser descargada a la poza de almacenamiento (Ver Capítulo IV y V).

— 0 —

* Gran parte de este volumen se filtra en el terreno.

** Esta cifra obtenida durante el muestreo, no corresponde a la capacidad normal y debe multiplicarse por el factor 1.176.

C A P I T U L O I I

MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA DE LIXIVIACION

USANDO MOLIENDA MAS FINA

1. INTRODUCCION

Un incremento en la eficiencia de lixiviación puede ser conseguido si la calcina es molida a un mayor grado de fineza. En anteriores estudios se halló la eficiencia de lixiviación para calcina molida a diferentes tamaños de grano, apreciándose que la eficiencia se incrementa con la disminución del tamaño de grano, y menor cantidad de calcina (y concentrado) será necesario tratar para mantener en producción actual de zinc. Este ahorro de concentrado significa un ahorro apreciable, el cual puede ser comparado con el costo de la molienda adicional a fin de evaluar la factibilidad económica de este proyecto.

2. CALCULO DEL INDICE DE TRABAJO

DE MOLIENDA EN PLANTA

A fin de calcular el costo de molienda, fue necesario evaluar el índice de trabajo de los molinos de la actual planta. Para ello se midió el consumo de energía del molino, y se hizo un análisis de malla del Producto y Alimento, graficándose el % Acumulado de finos VS. Diámetro medio* de partícula, en un gráfico logarítmico (figura 10).

El método elegido para el cálculo del Índice de Trabajo (W_i) fue el de Bond. El método de cálculo de Moliendabilidad, no es adecuado para circuitos abiertos como es nuestro caso y el método de cálculo usando Índices de trabajo conocidos como referencia no puede aplicarse pues la molienda es en seco y no contamos con ningún índice de trabajo conocido que haya sido calculado en estas condiciones.

La fórmula recomendada por C. Bond es:

$$W_T = W_i \left(\frac{10}{P} - \frac{10}{F} \right)$$

* El diámetro medio de la partícula se halla promediando el tamaño de abertura de las mallas superior a inferior.

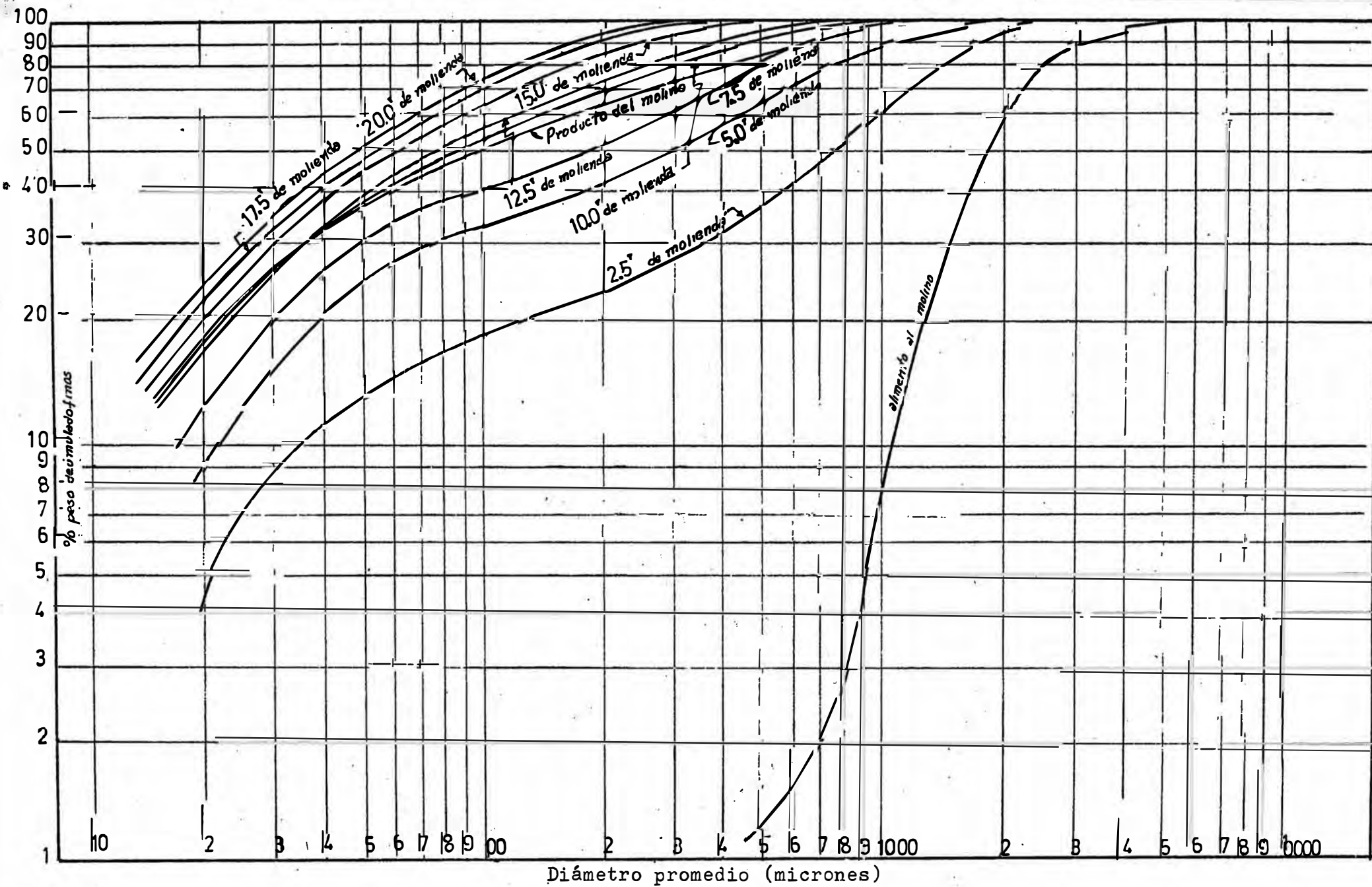


Fig. 6.- DISTRIBUCION GRANULOMETRICA PARA VARIOS GRADOS DE MOLIENDA (Gráfico LOG-LOG)

donde: W_T = Energía consumida para un determinado grado de molienda.

W_i = Índice de trabajo (Kwh/ton.)

P = Diámetro del producto (micrones)

F = Diámetro del alimento (micrones)

estos diámetros corresponden al 80% de acumulado de finos en el gráfico logarítmico de la distribución de tamaño mencionado anteriormente.

El cálculo se detalla a continuación.

Flujo de calcina molido = 4.18 ton. cortas/hora

Amperaje = 55 amperios

Voltaje = 440 voltios

Potencia = 440 x 55 = 22.0 Kw

F = 2,500 micrones

P = 400 micrones

Luego:

$$W_T = \frac{22.0}{4.18} = 5.263 \frac{\text{Kw} \cdot \text{h}}{\text{ton}}$$

$$5.263 = W_i \left(\frac{10}{400} - \frac{10}{2500} \right)$$

Resultando:

$$W_i = \underline{17.543 \text{ Kw} \cdot \text{h} / \text{ton.}}$$

3. CONSUMO DE ENERGIA PARA DIVERSOS GRADOS DE MOLIENDA

Pruebas a diversos tiempos de molienda fueron realizadas a escala de laboratorio. El molino experimental se acondicionó para simular la operación de Planta, siendo el peso de la carga igual a 2.680 Kgs. de calcina por prueba. (45% del volumen incluyendo la carga de bolas).

La distribución granulométrica de cada producto molido fué determinada por análisis de malla, ploteándose luego el % acumulado de finos VS. diámetro medio de partícula en gráfico logarítmico.

De las curvas así dibujadas (figura 6), la correspondiente a 10' coincide aproximadamente con la del producto actual, luego podemos asumir que la energía consumida en ambos casos es la misma (5.263 Kw-h/ton.). Para mayor seguridad consideramos un tiempo de 9.0 minutos y el consumo correspondiente a cada tiempo de molienda en el laboratorio serán proporcionales al tiempo, luego:

<u>Tiempo</u> de Molienda		Consumo de <u>Energía</u> (Kw-h/Ton)
2.5 min.	$5.263 \times 2.5/9.0$	1.462
5.0 min.	$5.263 \times 5.0/9.0$	2.924
7.5 min.	$5.263 \times 7.5/9.0$	4.386
9.0 min.	$5.263 \times 9.0/9.0$	5.263
10.0 min.	$5.263 \times 10.0/9.0$	5.848
12.5 min.	$5.263 \times 12.5/9.0$	7.310
15.0 min.	$5.263 \times 15.0/9.0$	8.772
17.5 min.	$5.263 \times 17.5/9.0$	10.234
20.5 min.	$5.263 \times 20.0/9.0$	11.696

Teniendo en cuenta los valores anteriores, el W_i de cada molienda puede ser calculado, (Tabla XII).

Se puede apreciar que el W_i disminuye conforme se incrementa la fineza de la molienda, e inicialmente es bastante alto, lo cual se debe a la naturaleza de la Calcina.

T A B L A XII

Cálculo del W_i para Diversos Grados de Molienda

<u>Tiempo de Molienda</u> (min)	<u>Consumo de Energía (W_T)</u> (Kw-h/Ton.)	<u>Diámetro de Partícula</u> 80% acumulado finos (micrones)		<u>Índice de Trabajo W_i</u> Kw-h/Ton	<u>*Malla Corres pondiente a 80% acumula- do finos</u>
		<u>Producto</u>	<u>Alimento</u>		
2.5	1.462	1450	2500	23.349	- 10m
5.0	2.924	750	2500	17.705	- 20m
7.5	4.386	500	2500	17.742	- 28m
9.0	5.263	400	2500	17.543	- 28m
10.0	5.848	350	2500	17.482	- 35m
12.5	7.310	250	2500	16.904	- 48m
15.0	8.772	180	2500	16.085	- 65m
17.5	10.234	145	2500	16.233	-100m
20.0	11.696	118	2500	16.232	-100m

El valor promedio del W_i es.....16.991

4. COSTO DE ENERGIA Y DEL CONSUMO
DE BOLAS Y FORROS

El consumo de energía se halla multiplicando al consumo de energía por el precio del Kw-h. Este precio es 0.45 soles/Kw-h.

El consumo de bolas y forros es calculado mediante una fórmula empírica, deducida de un estudio estadístico de varias Plantas Concentradoras (Canadian Mining Journal 1967). Esta fórmula asume que el consumo de bolas expresado en libras de fierro fundido por tonelada de mineral molido, es proporcional al W_i , lo cual parece bastante lógico, esto es:

$$\text{Consumo de fierro (lbs/ton)} = 0.175 W_i$$

La referencia en mención considera un costo unitario de:

\$153.00/ton para el fierro fundido; actualizando el

precio tendremos:

* Serie de tamices Tyler.

$$\text{Costo Unitario Actual} = \frac{((1973-1967) (0.07) + 1) 153X45}{2000}$$

ésto es:

Costo unitario de bolas = 4.89 soles/lb de fierro fundido

El costo variable de la molienda más fina dependerá del valor de W_i y del consumo de bolas y forros, ya que el costo de operación, supervisión y mantenimiento permanecen fijos.

Tendremos entonces que:

Costo unitario variable (soles/ton) = Costo de energía + Costo de bolas y forros

$$C.U.V. = 0.45(W_T) + (4.89) (0.175) (W_i) \text{ soles/ton.}$$

$$C.U.V. = 0.45 (W_T) + 0.856 (W_i) \text{ soles/ton.}$$

Los costos variables para cada grado de molienda se registran en la tabla XIII, tomando como base una tonelada corta de Calcina molida.

T A B L A XIII

COSTOS UNITARIOS VARIABLES DE MOLIENDA

(Base = 1Ton Calcina Molida)

<u>Tiempo de Molienda (Min)</u>	<u>Consumo de energía (Kw-h/Ton.)</u>	<u>Costo de energía (\$/Ton)</u>	<u>Indice de Trabajo (Kw-h/Ton)</u>	<u>Costo de bolas y forros (\$/Ton)</u>	<u>Costo Unitario Variable de Molienda (soles/Ton)</u>	<u>Total</u>	<u>Total + 10%**</u>
Sin Moler	--	--	--	--	--	--	--
2.5	1.462	0.6579	23.349	19.9816	20.6395	22.7035	
5.0	2.924	1.3158	17.705	15.1513	16.4671	18.1138	
7.5	4.386	1.9737	17.742	15.1825	17.1562	18.8718	
Actual*	5.263	2.3684	17.543	15.0127	17.3811	19.1192	
10.0	5.848	2.6316	17.482	14.9600	17.5916	19.3508	
12.5	7.310	3.2895	16.904	14.4652	17.7547	19.5302	
15.0	8.772	3.9474	16.085	13.7647	17.7121	19.4833	
17.5	10.234	4.6053	16.233	13.8911	18.4964	20.3460	
20.0	11.696	5.2632	16.232	13.8901	19.1533	21.0796	

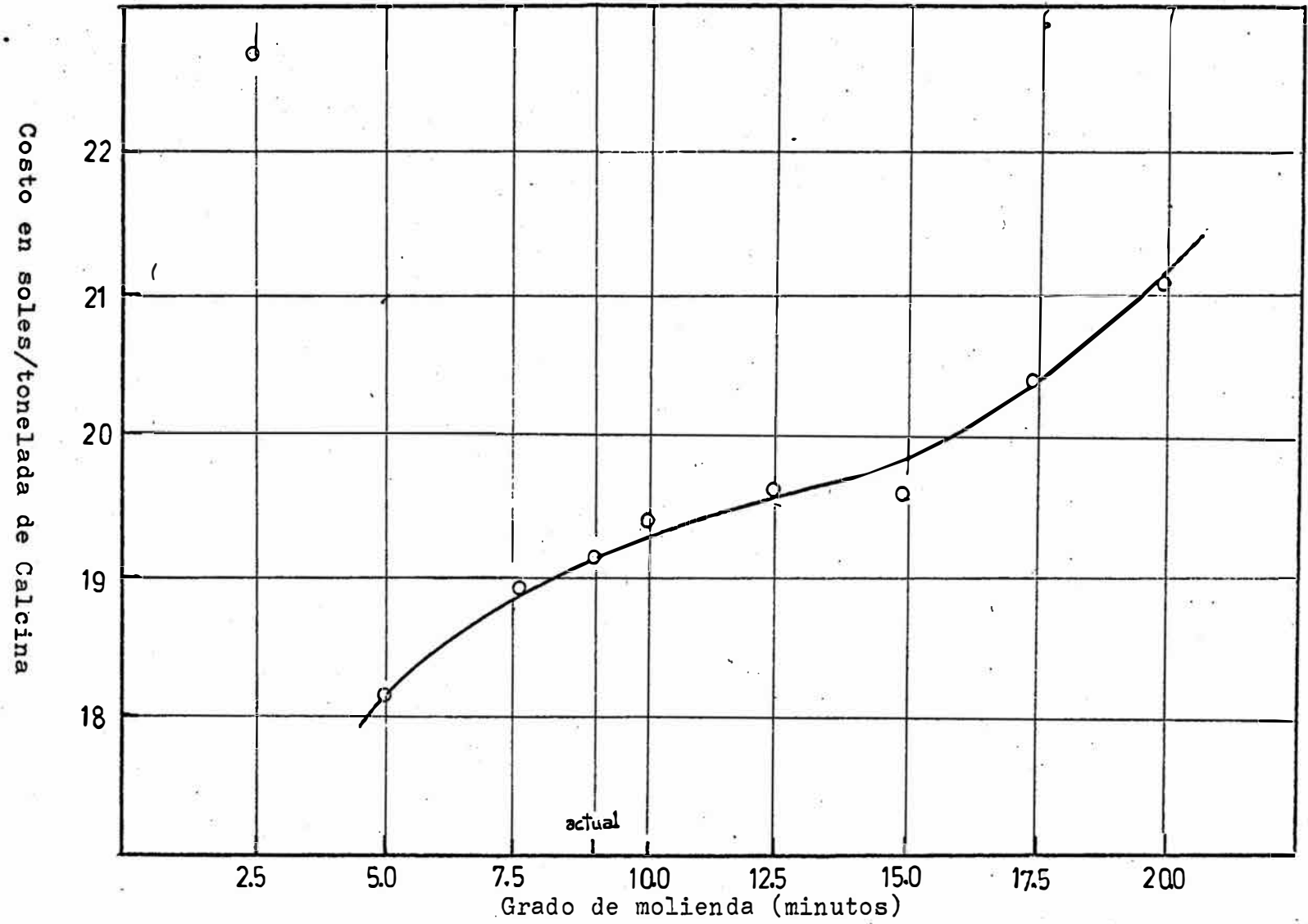


Fig.7.- COSTO UNITARIO VARIABLE DE MOLIENDA

El costo unitario variable de molienda como función del grado de fineza del producto ha sido graficado en la figura

5. CANTIDAD DE CALCINA COMO FUNCION DE LA
EFICIENCIA DE LIXIVIACION O GRADO DE
MOLIENDA

Puesto que la cantidad de Zinc producido por la Planta depende de la cantidad de materia prima utilizada, en ese caso del concentrado de Zinc, un incremento en la eficiencia de lixiviación respecto a la actualmente obtenida, hará que la cantidad de Calcina necesaria para mantener la misma producción, sea menor, lo cual representa un significativo ahorro.

Del mismo modo si la eficiencia es menor, mayor cantidad de Calcina será necesario, lo cual se traduce en un costo adicional.

5a. Eficiencia de Lixiviación VS Tamaño de Grano.- Las eficiencias de los productos de cada molienda deben ser calculados; para ello y teniendo en cuenta las eficiencias de lixiviación de cada tamaño de partícula determinadas previamente, usamos el análisis de malla de cada producto molido. En la tabla XIV se registran las eficiencias correspondientes a cada fracción, evaluadas para dos concentraciones de Acido Sulfúrico, 125 y 150 gr/lt, todas las pruebas fueron llevadas a cabo en condiciones semejantes a las de Planta, igualmente las velocidades de filtración fueron medidas para determinar si disminuía excesivamente con Calcina más fina.

* Corresponde al tiempo actual de molienda (9.0 minutos)

** Se ha considerado un 10% para imprevistos.

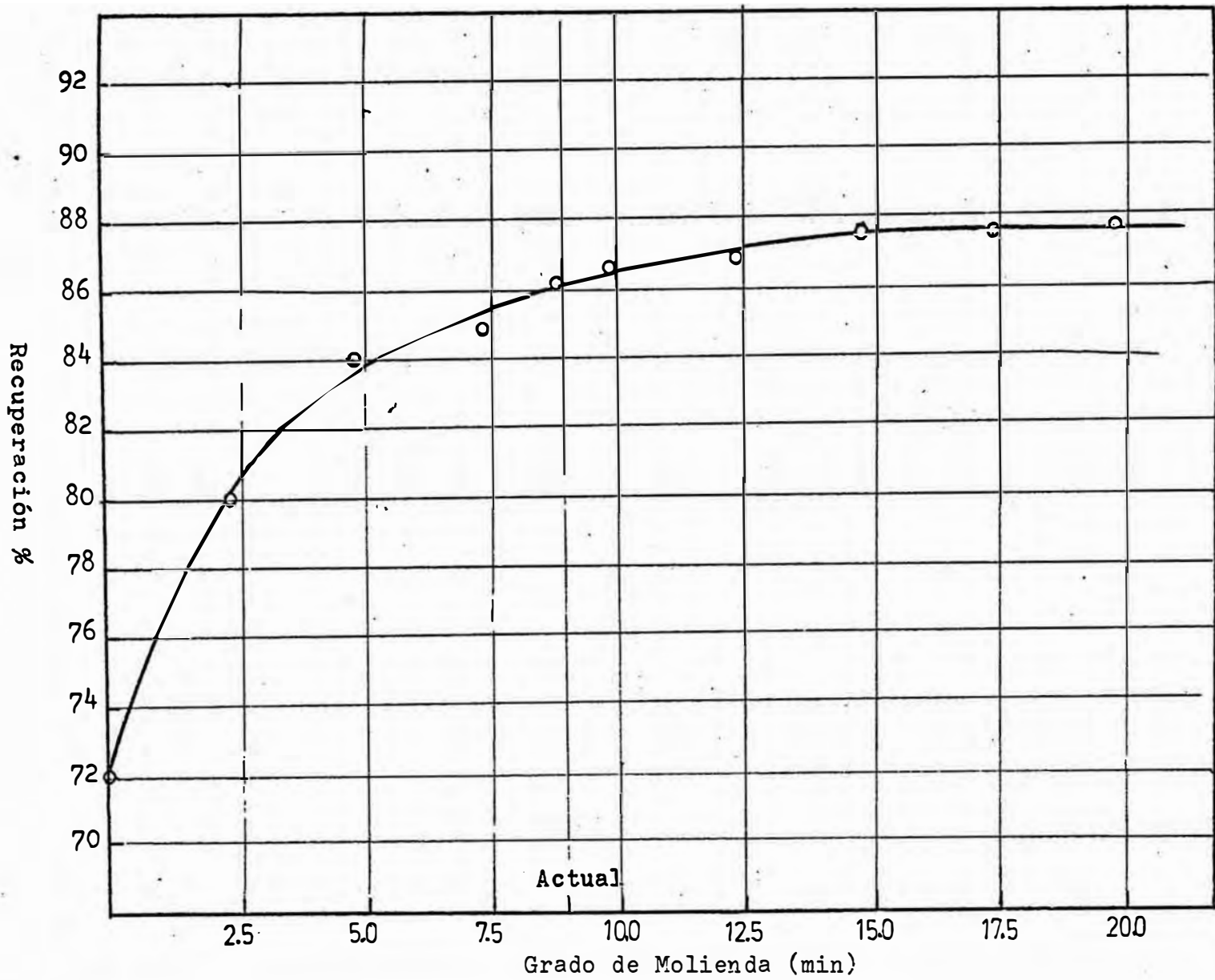


Fig.8.- Recuperación del Zinc como función del grado de molienda

T A B L A XIV

Efecto del Tamaño de Grano en la Lixiviación

<u>Tamaño de Calcina</u>	<u>Solución gastada con</u>		<u>Solución gastada con</u>	
	<u>125 gr H₂SO₄/lt</u>		<u>150 gr H₂SO₄/lt</u>	
<u>FBR Serie</u>	<u>Eficiencia*</u>	<u>Filtración</u>	<u>Eficiencia</u>	<u>Filtración</u>
<u>Tyler</u>	<u>(%)</u>	<u>ml/min/cm²</u>	<u>(%)</u>	<u>ml/min/cm²</u>
Malla + 8	68.0 (76.92)	500	70.2 (79.32)	350
Malla + 10	71.0 (80.21)	500	75.7 (85.53)	350
Malla + 20	76.8 (86.76)	550	79.3 (89.60)	400
Malla + 35	82.9 (93.65)	600	84.3 (95.25)	400
Malla + 48	86.9 (98.17)	600	87.0 (98.30)	425
Malla + 65	86.9 (98.17)	650	87.2 (98.53)	425
Malla + 100	87.1 (98.39)	650	87.0 (98.30)	450
Malla + 200	87.7 (99.07)	700	87.3 (98.64)	475
Malla + 325	88.3 (99.75)	700	88.3 (99.77)	500
Malla + 325	88.3 (99.75)	700	88.2 (99.66)	500

Como se puede observar la velocidad de filtración* no decrece con el grado de fineza e incluso aumenta ligeramente. La eficiencia de lixiviación se incrementará notablemente con el grado de fineza de la molienda, sin embargo con una molienda 100% malla-200 (+325) será suficiente pues del total de Zinc soluble en ácido se habrán disuelto 99.75. a 99.77 % es decir una extracción cercana al 100%. Los números que figuran entre paréntesis en la Tabla XIV se refieren a la eficiencia de extracción pero referidos al % de Zinc soluble en ácido y no al total de Zinc, lo cual equivale a la eficiencia de lixiviación y tostado.

* En realidad hay diferencias entre las velocidades de filtración medidas en el laboratorio y en Planta, más que todo debido al espesor del residuo sobre el filtro. De cualquier modo con el circuito CCD propuesto la separación sólido-líquido no será tan dificultosa cuando se usa Calcina, pues los floculantes pueden ser usados con éxito.

5b. Efecto de la fineza de Molienda en la Eficiencia de Lixiviación.-

En la Tabla XV, se han registrado los cálculos de la eficiencia parcial y total para los productos obtenidos en cada grado de molienda. Este cálculo está basado en la distribución granulométrica (en % peso) de la Calcina molida y en la eficiencia correspondiente a cada fracción retenida. Así para una determinada fracción su contribución a la eficiencia total será:

$$\text{Eficiencia parcial} = (\% \text{ peso retenido}) (\% \text{ eficiencia}) / 100$$

y la eficiencia total será la suma de éstas eficiencias parciales.

5c. Cantidad de Calcina como función de la eficiencia.- Asumiendo que la producción actual de Zinc debe mantenerse, menor cantidad de Calcina será necesaria si la eficiencia de lixiviación es incrementada.

Si "W" y "E" son el tonelaje y eficiencia de lixiviación actuales la cantidad necesaria de un producto molido con eficiencia "E₁", será:

$$W_1 = W (E/E_1)$$

el incremento (o disminución) de calcina será:

$$W_1 - W = W (E/E_1) - W$$

$$\Delta W = W (E/E_1 - 1)$$

ésto expresado en porcentaje de la cantidad actual

$$\% \text{ adicional} = \frac{W (E/E_1 - 1)}{W} 100$$

$$\% \text{ adicional} = 100 (E/E_1 - 1)$$

donde un signo positivo indicará que mayor cantidad de Calcina será necesario ($E > E_1$), mientras que un signo negativo nos dará el valor del ahorro de Calcina (en %), ($E_1 > E$)

La diferencia en la cantidad de Calcina para cada grado de molienda, en por ciento, y en toneladas por día, tomando como base el tonelaje (255.420 ton/día) y la eficiencia (86.17%) actuales ha sido calculado y se registra en la Tabla XVI. Las diferencias en % pueden ser usadas en caso de ampliación de la Planta.

T A B L A X V

Cálculo de la extracción de lixiviación para cada grado de Molienda

Malla	Alimentos al Molino					Molienda de 2.5'			Molienda de 5.0'			Molienda de 7.5'			Producto del Molino		
	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	% Peso	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>
	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>		<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>
	125	150	125	150	125	150	125	150	125	150	125	150	125	150	125	150	150
+ 8	68.0	70.2	37.11	25.23	26.05	4.07	2.77	1.94	2.25	1.53	1.58	1.13	0.77	0.79	0.00	0.00	0.00
+ 10	71.0	75.7	36.11	25.64	27.34	13.77	9.78	10.42	2.97	2.11	2.25	1.08	0.77	0.82	0.40	0.28	0.30
+ 20	76.8	79.3	24.96	19.17	19.79	33.05	25.38	26.21	15.19	11.67	12.05	7.19	5.52	5.70	6.80	5.22	5.39
+ 35	82.9	84.3	1.03	0.85	0.87	18.88	15.65	15.92	23.31	19.32	19.65	21.63	17.93	18.23	16.40	13.60	13.83
+ 48	86.9	87.0	0.02	0.02	0.02	4.76	4.14	4.14	8.21	7.13	7.14	9.97	8.51	8.52	6.00	5.21	5.22
+ 65	86.9	87.2	0.01	0.01	0.01	3.47	3.02	3.03	6.44	5.60	5.62	8.08	7.02	7.05	8.40	7.30	7.32
+ 100	87.1	87.0	0.02	0.02	0.02	2.68	2.33	2.33	4.91	4.28	4.27	6.37	5.55	5.54	7.80	6.79	6.79
+ 200	87.7	87.3	0.05	0.04	0.03	3.51	3.08	3.06	7.27	6.38	6.35	9.97	8.74	8.70	13.50	11.84	11.79
+ 325	88.3	88.3	0.06	0.05	0.05	3.45	3.05	3.05	14.15	12.49	12.49	23.00	20.31	20.31	20.30	17.92	17.92
- 325	88.3	88.3	0.90	0.79	0.05	12.35	10.91	10.91	15.34	13.55	13.55	11.16	9.85	9.85	20.40	18.01	18.01
T O T A L			100.00	71.82	74.23	100.50	80.11	81.01	100.00	84.06	84.95	100.00	84.97	85.51	100.00	86.17	86.57

Malla	Molienda de 10.0'					Molienda de 12.5'			Molienda de 15.0'			Molienda de 17.5'			Molienda de 20.0'		
	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	% Peso	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>	<u>Extrac</u>
	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>		<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>	<u>ción %</u>
	125	150	125	150	125	150	125	150	125	150	125	150	125	150	125	150	150
+ 8	68.0	70.2		0.00	0.00	0.63	0.43	0.44	0.50	0.34	0.35	0.40	0.27	0.28	0.41	0.28	0.29
+ 10	71.0	75.7	1.10	0.78	0.83	0.39	0.28	0.30	0.25	0.18	0.19	0.16	0.11	0.12	0.15	0.11	0.11
+ 20	76.8	79.3	2.40	1.84	1.90	1.46	1.12	1.16	0.68	0.52	0.54	0.57	0.44	0.45	0.40	0.31	0.32
+ 35	82.9	84.3	10.30	8.54	8.68	8.07	6.69	6.80	2.74	2.27	2.31	2.68	2.22	2.26	0.98	0.81	0.83
+ 48	86.9	87.0	10.72	9.32	9.33	9.78	8.50	8.51	4.07	3.54	3.54	4.85	4.21	4.22	1.91	1.66	1.66
+ 65	86.9	87.2	9.85	8.56	8.59	17.38	15.10	15.16	7.92	6.88	6.91	10.32	8.97	9.00	7.75	6.73	6.76
+ 100	87.1	87.0	6.55	5.71	5.70	3.07	2.67	2.67	9.44	8.22	8.21	8.31	7.24	7.23	6.83	5.95	5.94
+ 200	87.7	87.3	19.46	17.07	16.99	16.23	14.23	14.17	19.21	16.85	16.77	19.41	17.02	16.94	21.64	18.98	18.89
+ 325	88.3	88.3	31.05	27.42	27.42	31.69	27.98	27.98	26.23	23.16	23.16	36.94	32.62	32.62	41.46	36.61	36.61
- 325	88.3	88.3	8.56	7.56	7.56	11.31	9.99	9.99	29.00	25.61	25.61	16.45	14.53	14.53	18.46	16.30	16.30
T O T A L			100.00	86.80	87.00	100.00	86.99	87.18	100.00	87.57	87.59	100.00	87.63	87.65	100.00	87.74	87.71

T A B L A XVI

Tonelaje de Calcina Requerido como Función del Grado de Molienda

<u>Grado de Molienda</u> (min)	<u>Electrolito gastado con 125 gr H₂SO₄/lt</u>			<u>Electrolito gastado con 150 gr H₂SO₄/lt</u>		
	<u>Eficiencia de Lixivia</u> ción %	<u>Peso de Calcina</u> (Ton/día)	<u>Diferencia en Peso</u> (%)	<u>Eficiencia de Lixivia</u> ción %	<u>Peso de Calcina</u> (Ton/día)	<u>Diferencia en Peso</u> (%)
Sin moler	71.82	306.454	+ 19.98	74.23	297.881	+ 16.62
2.5	80.11	274.741	+ 7.56	81.01	272.950	+ 6.86
5.0	84.06	261.831	+ 2.51	84.95	260.291	+ 1.91
7.5	84.97	259.027	+ 1.41	85.51	258.581	+ 1.24
Actual	86.17	255.420	-	86.57	255.420	-
10.0	86.80	253.566	- 0.73	87.00	254.158	- 0.49
12.5	86.99	253.012	- 0.94	87.18	253.633	- 0.70
15.0	87.57	251.337	- 1.60	87.59	252.446	- 1.16
17.5	87.63	251.164	- 1.67	87.65	252.273	- 1.23
20.0	87.74	250.850	- 1.79	87.71	252.100	- 1.30

6. CANTIDAD DE CONCENTRADO ECONOMIZADO

Un ahorro o consumo adicional de Calcina corresponde a un cierto tonelaje de concentrado de Zinc que ingresa o deja de ingresar a la Sección Tostación.

La relación entre el peso de Calcina producido y el peso de concentrado alimentado en ésta etapa se calcula de los siguientes datos:

- Recuperación del Zinc en la tostación* = 95.40 %
- Contenido de Zinc en el concentrado = 52.71 %
- Contenido de Zinc en la Calcina = 58.70 %

Según esto:

$$\frac{(58.70) \text{ (Peso de Calcina)}}{(52.71) \text{ (Peso de Concentrado)}} \times 100 = 95.40$$

* Factor empírico obtenido de los Balances de Planta en 1973.

Todos los ensayos se refieren al contenido total de Zinc.

Luego:

Peso de Calcina = 0.8566 (Peso de Concentrado)

Lo cual significa que 1 tonelada de concentrado que ingresa a la Sección de Tostación, producirá 0.8566 toneladas de Calcina o que; $1/0.8566 = 1.16734$ toneladas de concentrado producen una de Calcina.

Con éste valor y tomando como base el consumo actual de Calcina, las cantidades de Calcina y Concentrado ahorradas o adicionales se registran en la Tabla XVII.

T A B L A XVII

Ahorro (-) y Consumo Adicional (+) de Calcina y Concentrado (Ton/día)

<u>Grado de Molienda</u> (min)	<u>Solución gastada con</u> <u>125 gr H₂SO₄/lt</u>		<u>Solución gastada con</u> <u>150 gr H₂SO₄/lt</u>	
	<u>Calcina</u>	<u>Concentrado</u>	<u>Calcina</u>	<u>Concentrado</u>
Sin moler	+ 51.034	+ 59.574	+ 42.461	+ 49.566
2.5	+ 19.321	+ 22.554	+ 17.530	+ 20.463
5.0	+ 6.411	+ 7.484	+ 4.871	+ 5.689
7.5	+ 3.607	+ 4.211	+ 3.166	+ 3.696
Actual	-	-	-	-
10.0	- 1.854	- 2.164	- 1.262	- 1.473
12.5	- 2.408	- 2.811	- 1.787	- 2.086
15.0	- 4.083	- 4.766	- 2.974	- 3.472
17.5	- 4.256	- 4.968	- 3.147	- 3.674
20.0	- 4.570	- 5.335	- 3.320	- 3.874

7. DETERMINACION DE LA CAPACIDAD

DE MOLIENDA

Es conocido el hecho de que a medida que se incrementa el grado de finza de la molienda, es mayor el tiempo de retención y la capacidad del circuito de Molienda disminuye. Luego debemos determinar si los molinos actuales están en capacidad de moler el tonelaje requerido de una finza determinada, a fin de mantener la producción actual.

7a. Rendimiento actual.- El consumo actual de energía, determinado cuando se tratan 4.18 toneladas cortas de Calcina/hora y el máximo consumo posible (según especificaciones de fábrica) se relacionan de la siguiente manera:

$$\text{Consumo actual} = 440 \text{ voltios} \times 50 \text{ amp.} \times 1.341 = 29.502 \text{ Hp.}$$

$$\text{Consumo máximo} = 30.0 \text{ Hp.}$$

$$\text{Rendimiento de energía} = 100 \times 29.502/30.0 = 98.50\%$$

Este valor cercano a 100% indica que el molino trabaja a plena capacidad (aunque no 24 horas/día), en cuanto a consumo de energía se refiere. Los cálculos se basarán en esta consideración, lo cual equivale a decir que factores como velocidad de trabajo, carga de bolas etc. están en sus valores óptimos.

7b. Capacidad con Grado de Molienda Actual.- El tonelaje máximo que puede ser molido, cuando se operan los 3 molinos durante las 24 horas del día es:

$$3 \times 24 \times 18 = 300.96 \text{ Ton/día, lo cual indica que actualmente se tiene una capacidad de:}$$

$$\frac{255.42}{300.96} \times 100 = 84.87 \% \text{ de la capacidad disponible.}$$

7c. Tiempo de operación actual.- De lo anterior se deduce que:

$$(100-84.87)/100 \times 24 = 3.63 \text{ horas/día, los tres molinos no tratan Calcina. Evidentemente es demasiado tiempo para mantenimiento o reparación, pues equivale a:}$$

$3.63 \times 360/24 = 54.45$ días, aproximadamente 2 meses al año que cada molino permanece fuera de operación. Normalmente 2 días cada 3 meses son suficientes para destinarse a Mantenimiento de una Planta de Moliente.

Si nosotros consideramos 3.62 horas/día para los 3 molinos, se tendrá un apreciable margen de seguridad, siempre que las reparaciones y labores de mantenimiento de los molinos no sean simultáneas. Esto es nota-

blemente facilitado si un mantenimiento preventivo se lleva a cabo. Entonces el tiempo máximo de operación que debemos considerar para la sección actual será:

$$24.0 - 3.62/3 = 22.79 \text{ horas/día}$$

ésto es: $22.79 \times 100/24.00 = 94.97 \%$ de la máxima capacidad posible.

7d. Capacidad para varios Grados de Molienda.- Puesto que para una molienda mas fina el tiempo de retención en el molino será mayor, el volumen de Calcina que se puede tratar en el circuito actual será menor. La capacidad de Molienda para determinada fineza del producto se calcula a partir del consumo específico de energía (W_T) y la potencia actual de cada molino (22.0 Kw), ésto es:

$$\text{Capacidad} = 22.0/W_T \text{ ton/hora};$$

y tomando en cuenta únicamente el 94.97 % de la capacidad máxima:

$$\text{Capacidad} = 24 \times 22.0 \times 0.9497/W_T \text{ ton/hora}$$

$$\text{Capacidad máxima considerada} = \frac{501.442}{W_T} \text{ ton/hora}$$

Esta capacidad para varios grados de fineza considerando el circuito actual (3 Molinos) y hasta tres molinos adicionales de las mismas características, se registra en la Tabla XVIII y ha sido planteado en la figura 9 Hay que hacer notar que el mismo tiempo de mantenimiento- (100 - 94.97) % fue considerado para circuitos con 4, 5 y 6 molinos lo cual está de acuerdo con la realidad.

7c. Determinación del Equipo Adicional.- En la Tabla XVI se ha calculado el tonelaje de Calcina que se debe moler a cierto grado de fineza - con el fin de mantener la producción actual. Esto ha sido incluido en la Tabla XVIII junto con las capacidades de molienda actual y considerando molinos adicionales. El número de molinos requeridos para cada grado de molienda está indicado por la columna correspondiente a los círculos que encierran las capacidades de Molienda. Así para molienda de 7.5 min, 9.0 min (actual) y 10.0 min, 3 molinos (equipo actual es su

T A B L A XVIII

Capacidad de Molienda y Tonelaje requerido como
Función del Grado de Molienda y Número de Molinos

<u>Grado de Molienda</u> (min)	<u>Capacidad de Molienda (ton/día)</u>						<u>Tonelaje requerido (ton/día)</u> <u>Solución gastada gr.H₂SO₄/lt.</u>		
	<u>1 Molino</u>	<u>2 Molinos</u>	<u>3 Molinos</u> *	<u>4 Molinos</u>	<u>5 Molinos</u>	<u>6 Molinos</u>	<u>125</u>	<u>150</u>	<u>Promedio</u>
Sin moler	-	-	-	-	-	-	306.45	297.88	302.17
2.5	342.98	685.97	1028.93	1371.93	1714.92	2057.90	274.74	272.95	273.85
5.0	171.49	342.98	514.48	685.97	857.46	1028.95	261.83	260.29	261.06
7.5	114.33	228.66	342.98	457.31	571.64	685.97	259.03	258.59	258.81
Actual	95.33	190.66	285.99	381.32	476.66	571.99	255.42	255.42	255.42
10.0	85.75	171.49	257.24	342.98	428.73	514.48	253.57	254.16	253.87
12.5	68.60	137.19	205.79	274.39	342.98	411.58	253.01	253.63	253.32
15.0	57.16	114.33	171.49	228.66	285.82	342.98	251.34	252.45	251.90
17.0	49.00	98.00	146.99	195.99	244.99	293.99	251.16	252.27	251.72
20.0	42.87	85.75	128.62	171.49	214.36	257.24	250.85	252.10	251.48

* Equipo Actual

ficiente.

En la figura 9 , se puede igualmente apreciar las curvas correspondientes a la capacidad de un circuito con - 6 molinos de características similares a los actuales. Las curvas como función del grado de molienda son hiperbólicas, teniendo como asíntota la línea vertical levantada en cero minutos, esto confirma el hecho de que la capacidad de un molino será infinita cuando el tiempo de retención es cero, pues la carga pasa sin molerse.

La curva semi-horizontal en la misma figura, corresponde a la cantidad de Calcina que deberá molerse a determinada fineza a fin de mantenerse la producción actual de Zinc según esto el número de molinos requeridos puede ser determinado, así como la máxima cantidad de Calcina posible de molerse a cierto grado de fineza.

Con el equipo actual podrá molerse hasta una fineza correspondiente a 10 min (Ver análisis de mallas de productos) sin reducir la producción de Zinc.

8. INGRESO ADICIONAL OBTENIDO CON MOLIENDA

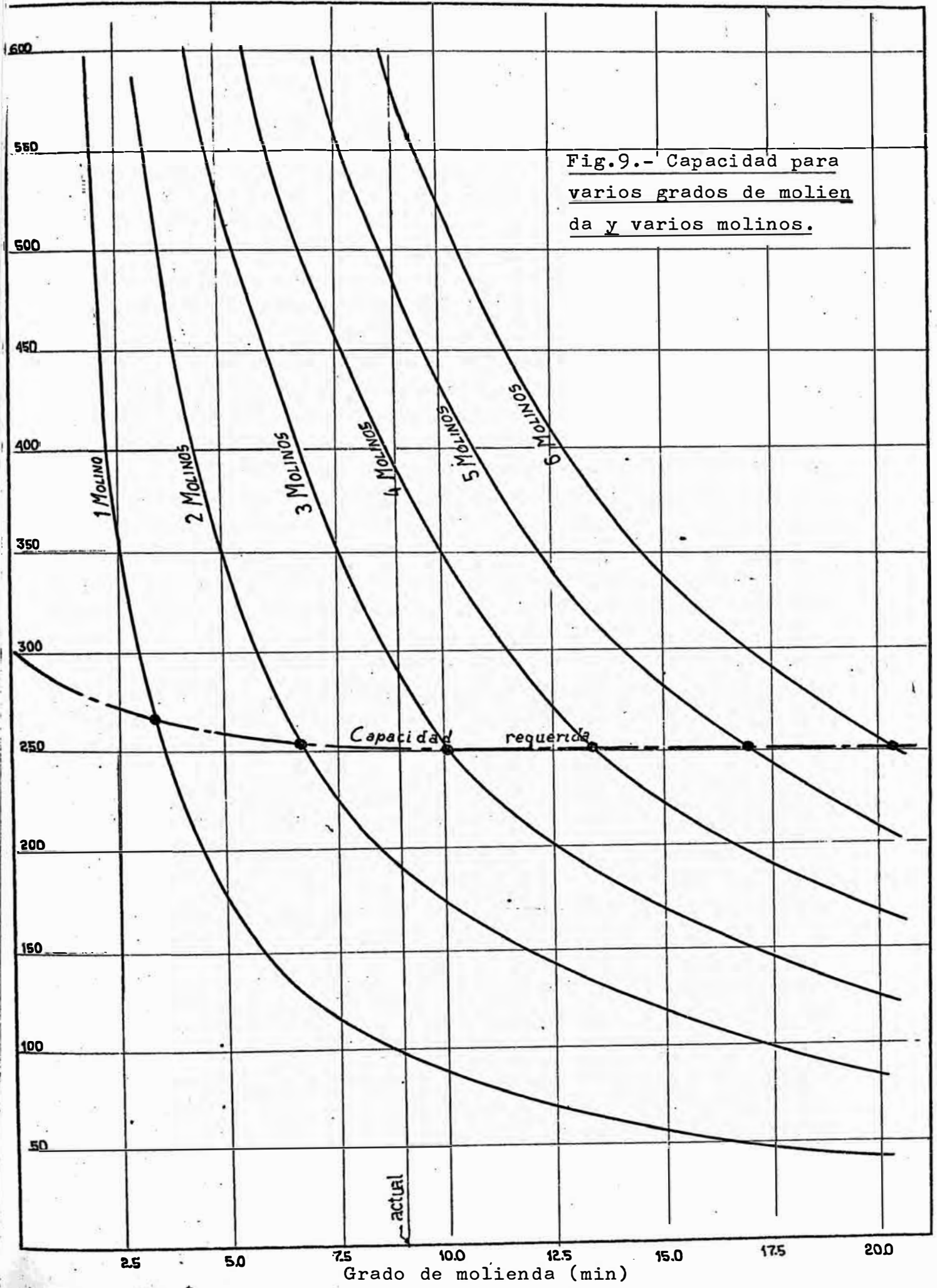
FINA

Se ha determinado que a medida que la fineza de la Calcina se incrementa la cantidad de concentrado que debe tostarse será menor como consecuencia de la mayor eficiencia de extracción del Zinc en la etapa de Lixiviación.

Este ahorro de concentrado se traduce en un ahorro de capital invertido en la compra del concentrado y de su costo variable de tratamiento en la Planta.

8a. Precio del Concentrado.- El precio del concentrado depende básicamente del contenido de Zinc y Fierro. El contenido de Fierro es nocivo para el proceso de extracción de Zinc debido a la formación de ferritas de Zinc ($ZnO \cdot Fe_2O_3$) compuestos insolubles, en el cual el Zinc no es recuperable por métodos convencionales. Por ello una parte del Zn

Fig.9.- Capacidad para
 varios grados de molien
 da y varios molinos.



proporcional al contenido del fierro, no es considerada. Los otros metales presentes en el concentrado son recuperados como sub-productos y se pagan de acuerdo a su recuperación; así por ejemplo la Plata por ser insoluble en ácido sulfurico, no se recupera en el circuito actual, a no ser que se considere el uso de la escoria de la Planta Piloto en Cementación de Cobre*, a la venta del residuo final y del exceso de Calcinación, lo cual explicaría el valor de .4% considerado.

Finalmente hay que indicar que las fórmulas empíricas usadas para determinar la proporción de cada metal que se considera recuperable, fue determinada o por un estudio estadístico de la Operación de la Planta Actual, estos datos fueron determinados por otros autores, habiéndose cambiado los coeficientes, aunque no la forma, de la ecuación por razones obvias;*sin embargo dichos cambios no invalidan los resultados de éste proyecto. Los resultados se detallan en la Tabla XIX.

T A B L A IXI

Valores Metálicos Recuperables del Concentrado de Zinc

<u>Metal</u>	<u>Cantidad recuperable por tonelada de Concentrado de Zinc</u>
Zinc	((0.908) (%Zn) - (0.37) (%Fe) - 6.0)/100 toneladas
Cobre	(0.272) (%Cu)/100 - - - - - toneladas
Cadmio	(0.528) (%Cd)/100 - - - - - toneladas
Plomo	(0.095) (%Pb)/100 - - - - - toneladas
Plata	(0.014) (onzas Ag/ton)- - - - - onzas

El concentrado de Zinc tiene la siguiente composición:

<u>% Zn</u>	<u>% Cu</u>	<u>%Pb</u>	<u>% Cd</u>	<u>% Fe</u>	<u>onz.Ag/Ton</u>
52.71	1.47	0.36	0.16	11.04	3.69

El precio en el mercado internacional (Ver introducción) utilizado para la cotización de metales, tomado del órgano oficial de publicación "Engineering Journal Mining", durante el año 1973, tuvo los siguientes valores promedios (en dólares/onza Ag y en dólares/lb para los otros metales):

* En este caso la Plata insoluble se mezclaría con el cemento de Cobre, recuperándose finalmente en los lodos anódicos del circuito de Cobre.

Zn	Cu	Pb	Cd	Ag
0.217100	0.719700	0.140782	3.7500	2.41404

De acuerdo a lo anterior el precio del concentrado de Zinc será:

$$Zn = ((0.908)(52.71) - (0.37)(11.04) - 6.0)(2000)(0.21710) / 100 = 164.023$$

$$Cu = (0.272)(1.47)(2000)(0.719700) / 100 = 5.755$$

$$Pb = (0.095)(0.36)(2000)(0.140782) / 100 = 0.096$$

$$Cd = (0.528)(0.16)(2000)(3.7500) / 100 = 6.336$$

$$Ag = (0.014)(3.69)(2.41404) = 0.125$$

$$\text{Total} = 176.335$$

Luego el precio total será 176.335 dólares/tonelada ó

$$176.335 \times 45 = 7,935.075 \text{ soles/tonelada de concentrado de Zinc}$$

8b. Costo de Tratamiento.- Es costo de tratamiento de una tonelada de concentrado ha sido evaluado de los balances de Planta en 1973.

Se han incluido los costos fijos y variables de cada etapa del circuito actual. Estos costos se definen de la siguiente manera:

- Costos fijos.- No dependen del tonelaje dentro de ciertos límites, están incluidos los gastos de Administración, Operación, Supervisión, Mantenimiento, Iluminación, Servicios Generales, etc..

- Costos variables.- Costos que son proporcionales a la cantidad de material que es tratado, así por ejemplo la energía consumida en la molienda o el ácido consumido en la lixiviación dependen de la cantidad de concentrado (o Calcina) tratado.

Luego nosotros usaremos los costos variables a fin de determinar el ahorro o gasto adicional debido a la variación de la cantidad de concentrado alimentado al circuito. Estos costos variables*, en soles por tonelada de concentrado son:

$$\text{Tostación} = 30.28$$

$$\text{Lixiviación y filtrado} = 41.88$$

** Datos no autorizados para su publicación

* Por las mismas razones mencionadas anteriormente ciertos valores han sido cambiados, sin que se altere la validez de este proyecto.

- Tratamiento de residuos =6.04 (% Fe)
- Purificación, electrodeposición y moldeo=4.04(0.908(%Zn)-0.37(%Fe)-6)
- Cadmio Recuperable =180.98 (% Cd)
- Cobre Recuperable =4.05 (% Cu)

Como era de esperarse el costo de tratamiento de residuos de lixiviación depende de la producción de ferritas siendo por ello proporcional al %Fe igualmente ocurre con los costos de Purificación, Electrodeposición y Moldeo que son proporcionales al % Zn luego el costo de tratamiento, en soles por tonelada, será:

Tostación	=30.280	= 30.280
Lixiviación y filtrado	=41.880	= 41.880
Tratamiento de residuos	=6.04x11.04	= 66.682
Purif.Electrodep.Moldeo	=4.04(0.908x52.71-0.37x11.04-6.0)	= 152.615
Cadmio Recuperable	=180.98x0.16	= 28.957
Cobre Recuperable	=4.05x1.47	= 5.954
		Total = 326.368

8c. Costo Total.- El costo total será entonces:

$$= \text{Costo de mantenimiento} + \text{precio de compra}$$

$$= 326.368 + 7,935.075 = 8,261.443 \text{ soles/tonelada.}$$

9c. Ingresos y Egresos Adicionales como Consecuencia del Grado de Fineza de la Molienda.- En la Tabla XVII se registran las cantidades adicionales y ahorradas de concentrado como función de la fineza de la Calcina, para las concentraciones límites de la solución gastada ($\text{grH}_2\text{SO}_4/\text{lt}$). Un promedio de éstos valores es tomado como base de nuestros cálculos y el ingreso o egreso adicional es determinado de acuerdo al costo calculado anteriormente. Los resultados se registran en la Tabla XX.

T A B L A · X X

Egresos e Ingresos Adicionales como Función del Grado
De Molienda de la Calcina

<u>Grado de Molienda (min)</u>	<u>Cantidad de Concentrado Adicional (+) y Ahorrado (-) (Toneladas/día)</u>	<u>Egresos (-) e Ingresos (+) Adicionales (Soles/día)</u>
Sin moler	+ 54.570	- 450,826.94
2.5	+ 21.509	- 177,691.24
5.0	+ 6.587	- 54,413.99
7.5	+ 3.954	- 32,661.61
Actual	-	-
10.0	- 1.819	+ 15,023.43
12.5	- 2.449	+ 20,228.14
15.0	- 4.119	+ 34,028.88
17.5	- 4.321	+ 35,697.70
20.0	- 4.606	+ 38,048.08

9. COSTO DEL EQUIPO ADICIONAL

9a. Equipo Adicional.- Puesto que de 1 a tres molinos adicionales son requeridos si la fineza de la Molienda es incrementada, el costo del equipo adicional debe ser determinado.

El tipo de molinos considerado es "Hardinger de Bolas de 5'x22" ,es de cir del tipo actualmente usados. Las ventajas de esta elección serían:

- El mantenimiento y reparación será más económico y ofrecerá menos dificultades técnicas que si molinos de diferentes características son usa dos. Esto se debe a que un buen "Stock" o reserva de partes y repues - tos de las mismas características puede ser mantenido y que el personal cuenta con experiencia acumulada acerca de este tipo de molinos.

- La instalación del equipo adicional será menos complicada y más econó mica en lo referente al Diseño e Ingeniería de las bases y cimientos, - pues planos y personal que intervino en la instalación de los actuales, pueden ser aprovechados.

La operación de los nuevos molinos será mucho más sencilla que si ellos fueran de otro tipo, pudiendo predecirse con precisión el consumo de bolas, forros, etc., además de que no será necesario mucho tiempo para que él o los molinos operen eficientemente.

- El control de calidad del producto será más preciso que si éstos fueran diferentes.

El equipo accesorio lo constituye un alimentador de faja de 20" x 10", el cual puede alimentar un máximo de 6 ton/hora, siendo el flujo de alimentación regulado a voluntad y con precisión. Está fabricado de material anticorrosivo y puede resistir el ambiente ácido de la Planta.

Por otro lado no es requerida ninguna tolva adicional.

9b. Costo del Molino y Accesorios.- Los cálculos son basados en datos publicados por la Denver Company, especializada en este tipo de equipos. La referencia corresponde al año 1954, y con un incremento anual del 7% del precio, se tendrá que el costo actual (1973) es:

$$(1 + 0.07 (1973 - 1954)) (\$6,280) (45) = 658,458 \text{ soles}$$

Sin embargo este precio corresponde al equipo entregado en Estados Unidos. El precio incluye el motor y transmisión del Molino.

El precio del Molino puesto en el Perú debe incluir un 56% adicional por concepto de transporte marítimo, manipuleo en el Puerto, impuestos etc. Luego el costo final será:

$$\text{Costo actual puesto en Planta}^* = 1.56 \times 658,458 = 1,027,194 \text{ soles}$$

De igual modo el costo del alimentador de Faja será:

$$\text{Costo} = 1.56 \times 2.33 \times \$ 910 \times 45 = 148,845 \text{ soles}$$

El costo de la carga de bolas inicial, que no se incluye en el equipo, es: 665.72 dólares (1954) y como puede adquirirse de la industria nacional:

$$\text{Costo} = 665.72 \times 45 \times 2.33 = 69,800 \text{ soles}$$

* No se incluye el transporte local.

Luego el costo por molino y accesorios principales será:

$$1'027,194 + 148,845 + 69,800$$

Costo de Molino y accesorios = 1'245,839 soles.

10. EVALUACION DE COSTOS GENERALES**

Si se piensa modificar el circuito actual con la compra de molinos adicionales, los costos de instalación, servicio, ingeniería, depreciación etc., deben ser calculados a fin de poder hacer la evaluación económica final del proyecto. Luego la estimación de estos costos se realiza de la siguiente manera:

10 a. Costo de inversión.- Se detalla a continuación:

Costo de Instalación.- El costo de instalación se estima asumiendo 0.03 dólares/lb del equipo (1954), luego:

$$\text{Peso de equipo a instalarse} = 17,800 + 1755 = 19,555 \text{ lb.}$$

$$\text{Costo actual de instalación} = 2.33 \times 0.03 \times 45 \times 19,555 = 61,510.00$$

Costo de Accesorio Eléctrico.- 6% del costo del equipo

$$0.06 (1'027,194 + 148,845) = 70,562 \text{ soles}$$

Costo de Cimientos.- Unicamente para el Molino, el cual requiere 28 pies cúbicos a 60 dólares/yarda cúbica:

$$28 \times 60 \times 45/27 = 2,796 \text{ soles}$$

Costo del Equipo Instalado.- Costo de instalación + accesorios +

$$\text{cimientos} = 1'245,839 + 61,510 + 70,562 + 2,796$$

$$= 1'308,708 \text{ soles}$$

Servicio.- El 12% del costo del equipo instalado:

$$= 0.12 \times 1'308,708 = 165,686 \text{ soles}$$

Costo Físico de la Planta con un Molino Adicional.-

$$= 165,686 + 1'308,708 = 1'546,393 \text{ soles}$$

** Ver referencia 6.

Costo de Ingeniería.- 15% del costo físico de la Planta

$$= 0.15 \times 1'546,393 = 231,959 \text{ soles}$$

Costo Directo.- Costo físico + costo de ingeniería

$$= 1'546,393 + 231,959 = 1'778,352 \text{ soles}$$

Imprevistos.- 8% del costo directo

$$= 0.08 \times 1'778,352 = 142,268 \text{ soles}$$

Costo Fijo.- Costo directo + imprevisto

$$= 1'778,352 + 142,268 = 1'920,620 \text{ soles}$$

Capital de Operación.- 20% del capital fijo

$$= 0.20 \times 1'920,620 = 384,124 \text{ soles}$$

Costo de Inversión.- Capital de operación + costo fijo

$$= 384,124 + 1'920,620 = 2'304,744 \text{ soles}$$

Luego: COSTO DE INVERSION = 2'304,744 soles/molino y accesorios.

10b. Costo de Producción.- El costo de producción depende del número de molinos considerados en el circuito propuesto, y se detalla a continuación:

- Costo de Mano de Obra.- En caso de un molino adicional no será requerida mano de obra adicional, pero si dos o tres molinos más son considerados, se necesitarán tres hombres por día (8 horas cada uno), con un jornal de 590 soles (incluyendo los beneficios sociales) luego:

$$3 \times 360 \times 590 = 637,200 \text{ soles/año}$$

- Supervisión.- En el caso de dos o tres molinos adicionales, será necesario el concurso de un supervisor que dedique el 10% de su tiempo a esta unidad. Con un haber mensual de 15,000 soles e incluyendo el 22% de beneficios sociales, tendremos:

$$1.22 \times 15,000 \times 0.10 \times 12 = 21,960 \text{ soles/año}$$

- Mantenimiento anual.- Se considera 6% del costo del equipo principal

$$0.06 (1'027,194 + 148,845) = 70,562 \text{ soles/año}$$

Laboratorio.- Un mayor control del tamaño de los productos serán requeridos, considerando el 3% de mano de obra (únicamente para más de

dos molinos adicionales), tendremos:

$$0.03 \times 637,200 = 19,116 \text{ soles/año}$$

- Depreciación y Seguros.- (10 y 1% respectivamente) 11% del costo fijo
 $0.11 \times 1,920,620 = 211,268 \text{ soles/año}$

- Costo de energía y consumo de bolas.- Anteriormente se determinó este costo, el cual dependía del tonelaje y del grado de molienda. En la Tabla XIII han sido registrados estos datos.

11. EVALUACION ECONOMICA DE LAS ALTERNATIVAS

Hasta cuatro circuitos han sido considerados, estos son:

el actual (3 molinos), 4 molinos, 5 molinos y 6 molinos

A .- Circuito Actual

En la figura 10 se aprecia que los ingresos adicionales respecto a la operación actual, se incrementan con la fineza de la molienda. Sin embargo de acuerdo a la capacidad del circuito actual (3 molinos) la máxima fineza alcanzable sin que varíe la producción de Zinc es 10 minutos. Con este grado de molienda obtendremos (Tabla XX) un ingreso de 15,023.43 soles/día; no siendo necesaria ninguna inversión adicional.

El costo adicional corresponde al consumo de bolas, forros y energía de la molienda más fina.

De la Tablas XIII y XVIII se tiene:

$$\text{Peso de Calcina que debe molerse} = 253.865 \text{ ton/día}$$

$$\text{Costo unitario variable de molienda (10')} = 19.3508 \text{ soles/ton}$$

$$\text{Peso de Calcina actualmente molida} = 255.420 \text{ ton/día}$$

$$\text{Costo unitario variable de molienda (actual)} = 19.1192 \text{ soles/ton}$$

Luego el costo adicional de molienda será:

$$= (253.865) (19.3508) - (255.420) (19.1192)$$

$$= 29.065 \text{ soles/día}$$

Y las utilidades serán:

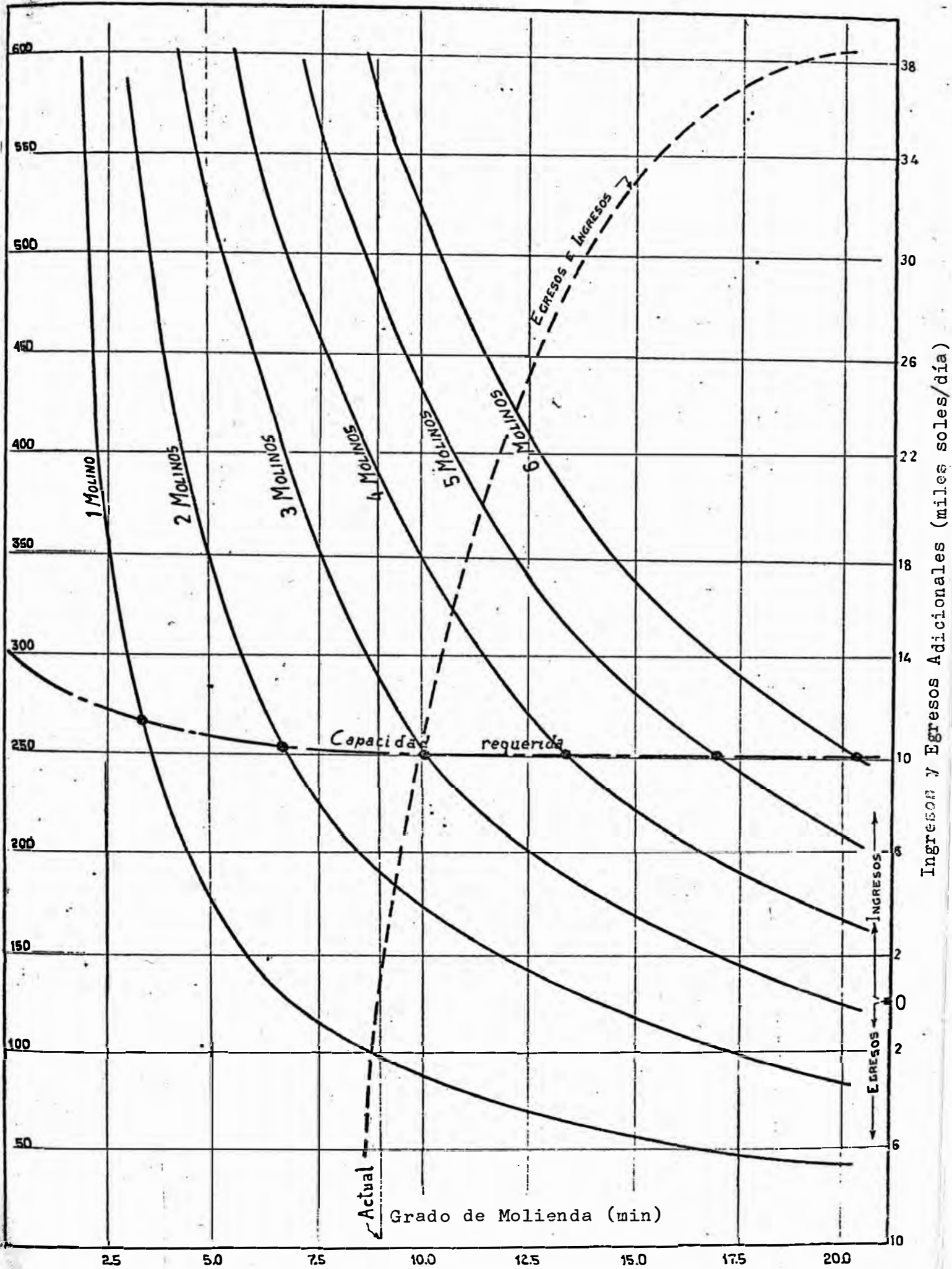


Fig. 10.- Ingresos y Egresos adicionales como función del grado de molienda.

UTILIDAD NETA ADICIONAL = 15,023.43 29.065 = 14,994.37 soles/día

UTILIDAD NETA ADICIONAL = 14,994.37 x 360 = 5'397,971.4 soles/año

B.- Circuito Con Varios Molinos Adicionales

Consideraciones Generales

En la figura 10 se han dibujado las curvas de la capacidad requerida para mantener la producción y las curvas de la capacidad de trabajo de circuitos con 1, 2, 3, 4, 5 y 6 molinos. La intersección de ambas curvas nos determina la capacidad máxima permisible y el grado de molienda (en min.), para esos circuitos y el ingreso (o egreso) adicional se ubica por la intersección de la vertical levantada por el tiempo de molienda determinado con la curva de ingreso y egreso adicional, también dibujada. Para mayor precisión éstas determinaciones se hacen por interpolación en la Tabla XX, una vez conocidos (gráficamente) los tiempos máximos de molienda.

El análisis de cada circuito se hace a continuación.

C.-Circuito con un Molino Adicional

1c. Cálculo del Ingreso Bruto Adicional.- El máximo ingreso corresponde al tiempo de 13.5 min (figura), y haciendo la interpolación en la Tabla XX, se tiene:

$$\begin{aligned} &= 20,228.14 + \frac{(34,028.88 - 20,228.14)}{15.0 - 12.5} (13.5 - 12.5) \\ &= 25,748.44 \text{ soles/día} = 9'264,438.4 \text{ soles/año} \end{aligned}$$

2c. Costo de Inversión Adicional.- Según el cálculo anterior este costo es = 2'304,743.7 soles

3c. Costo Adicional de Producción.- Depende de los siguientes factores
- Costo unitario variable de molienda: Se calcula del gráfico o de la tabla XIII, y los tonelajes de la Tabla XVIII o de la figura . Luego para un tiempo de molienda de 13.5 minutos, la interpolación nos dá:

$$\begin{aligned} \text{Capacidad requerida (T)} &= 253.320 - \frac{(253.320 - 251.895)}{15.0 - 12.5} (13.5 - 12.5) \\ &= 252.75 \text{ ton/día} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo unitario variable de molienda (CUV)} &= 19.5302 - \frac{(19.5302 - 19.4833)}{15.0 - 12.5} (13.5 - 12.5) \\ &= 19.5114 \text{ soles/tonelada} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo de Molienda} &= (\text{CUV}) (\text{T}) \\ &= 19.5114 \times 252.75 \\ &= 4,931.52 \text{ soles/día} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo Actual de Molienda} &= 255.42 \times 19.1192 \\ &= 4,883.43 \text{ soles día} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo adicional de Molienda} &= 4931.52 - 4,883.43 \\ &= 48.09 \text{ soles/día} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo adicional de Molienda} &= 17,312.4 \\ &= 17,312.4 \text{ soles/año} \end{aligned}$$

Costo de Mano de Obra = No se requiere = 0

Costo de Supervisión = No se requiere = 0

Costo de Mantenimiento = 70,562.4 x 1 = 70,562.4 soles/año

Costo de Laboratorio = 19,116.0 x 1 = 19,116.0 soles/año

Depreciación y Seguros = 211,268.2 x 1 = 211,268.2 soles/año

COSTO ADICIONAL DE PRODUCCION = 318,259.0 soles/año

4c. Utilidad Anual Adicional.- La utilidad anual está dada por el ingreso bruto adicional menos el costo adicional de producción, luego:

$$\text{UTILIDAD ANUAL ADICIONAL} = 9'269,438 - 318,259$$

$$\text{UTILIDAD ANUAL ADICIONAL} = 8'951,179 \text{ soles/año}$$

D. Circuito con Dos Molinos Adicionales

1D. Cálculo del Ingreso Bruto Adicional.- De manera similar tendremos un tiempo de molienda máximo de 17.0 minutos y el ingreso bruto adicional será:

$$= 34,028.88 + \frac{(35,697.70 - 34,028.88)(17.0 - 15.0)}{17.5 - 15.0}$$
$$= 35,363.94 \text{ soles/día} = 12,731,018 \text{ soles/año}$$

2D. Cálculo de la Inversión Adicional.- Considerando dos molinos

$$= 2 \times 2,304,743.7 = 4,609,487.4 \text{ soles/año}$$

3D. Costo Adicional de Producción

$$= \text{Capacidad} = 251.895 - \frac{(251.895 - 251.715)(17.5 - 17.0)}{17.5 - 15.0}$$
$$= 251.859 \text{ toneladas}$$

Costo unitario variable de molienda

$$= 19.4833 + \frac{(20.3460 - 19.4833)(17.5 - 17.0)}{17.5 - 15.0}$$
$$= 19.6558 \text{ soles/tonelada}$$

Costo de molienda = 19.6558 x 251.859 = 4,950.49 soles/día

Costo adicional de molienda = 4950.49 - 4883.43 = 67.06 soles/día

- <u>Costo adicional de Molienda</u>	= 67.06 x 360	= 24,141.60 soles/año
- <u>Costo de mano de obra</u>	= 637,200	= 637,200.0 soles/año
- <u>Costo de Supervisión</u>	= 21,960	= 21,960.0 soles/año
- <u>Costo de Mantenimiento</u>	= 70,562.4 x 2	= 141,124.8 soles/año
- <u>Costo de Laboratorio</u>	= 19,116.0 x 2	= 38,232.0 soles/año
- <u>Depreciación y Seguros</u>	= 211,268.2 x 2	= 422,536.4 soles/año
	COSTO ADICIONAL DE PRODUCCION	= 1,285,194.8 soles/año

4D. Utilidad anual adicional.- Obtenible de la diferencia

$$12,731,018 - 1,285,195 = 11,445,823 \text{ soles/año}$$

E. Circuito con Tres Molinos Adicionales

1E. Cálculo del Ingreso Bruto Adicional.- Teniendo en cuenta el máximo tiempo de molienda de 20.5 min., los siguientes cálculos se realizan:

$$= 38,048.08 + \frac{(38,048.08 - 35,647.70)}{20.0 - 17.5} (20.5 - 20.0)$$
$$= 38,528.16 \text{ soles/día} = 13'870,137 \text{ soles/año}$$

2E. Cálculo de la Inversión Adicional.- Para 3 molinos adicionales:

$$3 \times 2'304,743.7 = 6'914,231 \text{ soles}$$

3E. Costo Adicional de Producción.-

- Capacidad = $251.715 - \frac{(251.715 - 251.475)}{20.0 - 17.5} (20.5 - 17.5)$

$$= 251.427 \text{ toneladas/día}$$

- Costo unitario variable de molienda:

$$= 20.3460 + \frac{(21.0796 - 20.3460)}{20.0 - 17.5} (20.5 - 17.5)$$
$$= 21.2263 \text{ soles/tonelada.}$$

- Costo de molienda = $251.427 \times 21.2263 = 5336.86 \text{ soles/día}$

- Costo adicional de molienda = $5356.86 - 4883.43 = 453.43 \text{ soles/día}$

Costo adicional de molienda = $453.43 \times 360 = 163,234.8 \text{ soles/año}$

Costo de mano de obra = $637,200 = 637,200.0 \text{ soles/año}$

- Costo de supervisión = $21,960 = 21,960.0 \text{ soles/año}$

Costo de mantenimiento = $70,562.4 \times 3 = 211,687.2 \text{ soles/año}$

- Costo de laboratorio = $19,116.0 \times 3 = 57,348.0 \text{ soles/año}$

- Depreciación y Seguros = $211,268.2 \times 3 = 633,804.6 \text{ soles/año}$

COSTO ADICIONAL DE PRODUCCION= 1'725,234.6 soles/año

4E. Utilidad anual adicional.- Se obtiene de la diferencia

$$\text{Utilidad anual adicional} = 13'870,137 - 1'725,234.6$$

$$\text{Utilidad anual adicional} = 12'144,903 \text{ soles/año}$$

12. Indices de Evaluación Económica

Las alternativas respecto al número de molinos adicionales, son examinados mediante los siguientes índices de evaluación económica:

$$\text{Retorno antes de los impuestos}^* = \frac{\text{Utilidad anual}}{\text{Inversión total}} \times 100$$

$$\text{Tiempo de recuperación} = \frac{\text{Inversión total}}{\text{Utilidad} + \text{Depreciación}}$$

Los valores de estos índices han sido determinados para cada uno de los cuatro circuitos de molienda propuestos y los resultados se registran en la Tabla XXI.

T A B L A XXI

Indices de Evaluación Económica

<u>Número de Molinos</u>	<u>Utilidad Adicional anual (soles/año)</u>	<u>Inversión Adicional (soles)</u>	<u>Depreciación Adicional (soles)</u>	<u>Retorno antes de los impuestos (%)</u>	<u>Tiempo de Retorno (años)</u>
3	5'397,971	-	-		0
4	8'951,179	2'304,744	192,062	388 %	0.25
5	11'445,823	4'609,487	384,124	248 %	0.39
6	12'144,903	6'914,231	576,186	176 %	0.54

13. Conclusiones Generales

De acuerdo a la Tabla XXI, varias alternativas existen en cuanto al número de molinos se refiere.

- Con el circuito actual una utilidad adicional de 5'397.991 soles/año - pueden ser obtenidos sin ninguna inversión adicional, bastará reducir la carga a cada molino hasta 3.526 ton/hora ésto es 253.87 ton. de Calcina/día, lo cual corresponde a un tiempo de molienda de 10 minutos.

* Los impuestos se imponen sobre los productos, y no se incluyen impuestos adicionales porque la producción será mantenida.

- Cuando se consideran molinos adicionales "ES RECOMENDABLE UN CIRCUITO CON DOS MOLINOS ADICIONALES", lo cual hace un total de cinco. Una utilidad adicional de 11'445,823 soles/año serán obtenidas con una inversión adicional de 4'609,487 soles, el tiempo de retorno es 0.39 años (5 meses) lo cual hace muy atractivo este proyecto.
- El circuito que considera Un molino adicional, así como el que considera tres, no son adecuados, el primero porque la utilidad no es significativamente mayor que la obtenible con el circuito actual (1.658 veces), y el último porque la utilidad adicional comparada con el circuito de 5 molinos 699,080 soles/año (1942 soles/día) tampoco es significativa.
- No es adecuado el uso de más de 5 molinos, en todo caso, posteriormente, podría tenerse en cuenta la aplicación de un solo molino de mayores dimensiones que reemplace a todo el circuito. Este molino podría trabajar en circuito cerrado con un ciclón de aire, a fin de aumentar la eficiencia.
- Se deberá tener presente la influencia nociva de la Calcina finamente molida en la velocidad de filtración, lo cual podría acarrear problemas en el circuito actual de filtros Burt. El sistema CCD propuesto en el Capítulo V no presentará estos problemas.

C A P I T U L O III

ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA DEL CIRCUITO

ACTUAL DE FILTRACION Y LAVADO

1. INTRODUCCION

La materia prima la constituye la pulpa de lixiviación de Calcina de Zinc, una vez que esta operación ha finalizado, esto es, cuando se empieza la filtración. También se incluyen algunas propiedades del residuo actual aunque es poco factible que el tratamiento propuesto se haga sobre este material.

2. CARACTERISTICAS FISICAS Y QUIMICAS

La pulpa presenta ciertas variaciones, debidas más que todo a la calidad de la Calcina. El promedio de esos valores se dá a continuación:

Temperatura de la pulpa	=	55°C
Contenido de sólidos	=	3.6 - 7.2%
pH de la pulpa	=	4.4 - 5.5
pH recomendado	=	mayor que 5.0
Densidad de la solución	=	1337 gr/lt.
- Contenido de $ZnSO_4$	=	27.0%
- Gravedad específica del residuo sólido*	=	4.65 gr/lt.

La composición química del residuo sólido es:

- Contenido total de Zinc	=	27.01%
Contenido de Zn. soluble en ácido	=	4.91%
Contenido de Zn. soluble en agua	=	0.86%
Contenido de Plomo total	=	5.69%
Contenido de Plata total	=	13.49 onz/ton.
- Contenido de Cadmio total	=	

La composición química de la solución es:

- Contenido de Zinc	=	133.3 gr/lt.
- Contenido de Cobre	=	140 mg/lt.

* Previamente lavado.

- Contenido de Cadmio	= 200 mg/lt.
- Contenido de Manganeso	= 4.3 gr/lt.
- Contenido de Fierro	= 5.0 mg/lt.
- Contenido de H ₂ SO ₄ libre	= 4.0 mg/lt.
- Contenido de Arsénico	= .77mg/lt.
- Contenido de Antimonio	= 1.50mg/lt.
- Contenido de Plomo	= 30.0 mg/lt.
- Contenido de Cloro	= 0.06mg/lt.

Para el caso de que un lavado sea realizado, y asumiendo que el Zinc u otro elemento no se cristalicen, no habrá ninguna segregación en la solución, esto significa que las concentraciones de todos los elementos guardarán la misma relación que existe en la solución original.

Puesto que todos los cálculos se basan en el Zinc, si calculamos la relación de las concentraciones de los elementos respecto a la concentración de Zinc, tendremos:

Relación Cobre/Zinc	= 1.05×10^{-3}
Relación Cadmio/Zinc	= 1.50×10^{-3}
Relación Manganeso/Zinc	= 32.31×10^{-3}
Relación Fierro/Zinc	= 0.04×10^{-3}
Relación H ₂ SO ₄ libre/Zinc	= 0.03×10^{-3}
Relación Arsénico/Zinc	= 0.006×10^{-3}
Relación Antimonio/Zinc	= 0.011×10^{-3}
Relación Plomo/Zinc	= 0.225×10^{-3}
Relación Cloro/Zinc	= 0.451×10^{-3}

La distribución granulométrica del residuo sólido, determinada por una serie de tamices Tyler es:

Malla	% Parcial	% Acumulado de finos
-65 + 100	4.5	100.0
-100 + 200	2.4	95.5
-200 + 270	1.6	93.1
-270 + 325	1.4	91.5
-325 + 400	1.2	90.1
-400	88.9	88.9
T O T A L	100.0	

3. PROPIEDADES DE ASENTAMIENTO

Como se mencionó anteriormente esta propiedad de Asentamiento resulta de suma importancia para la factibilidad de un circuito de lavado CCD con espesadores.

Varias pruebas preliminares de asentamiento fueron realizados, complementándose luego con pruebas de asentamiento para evaluar la influencia del pH, concentración de Zinc y del % de sólidos de la pulpa original, sobre las propiedades de asentamiento.

3a. Pruebas preliminares.- Dos pruebas de asentamiento con la pulpa de lixiviación a 23°C fueron llevados a cabo y las curvas correspondientes de cinética de Sedimentación se han dibujado en la figura 11. En una de las pruebas se adicionó floculante (0.050 lb/TCS de Superfloc 127). De acuerdo a la pendiente mostrada por ambas curvas podemos decir que la muestra presenta buenas propiedades de Asentamiento*, pudiendo ser mejoradas con la adición de floculantes, los cuales aparte de incrementar la velocidad de asentamiento, evita la formación de reboses con sólidos en suspensión.

* La velocidad de Asentamiento es determinada por la pendiente de la curva de asentamiento, en la parte recta (cm/min).

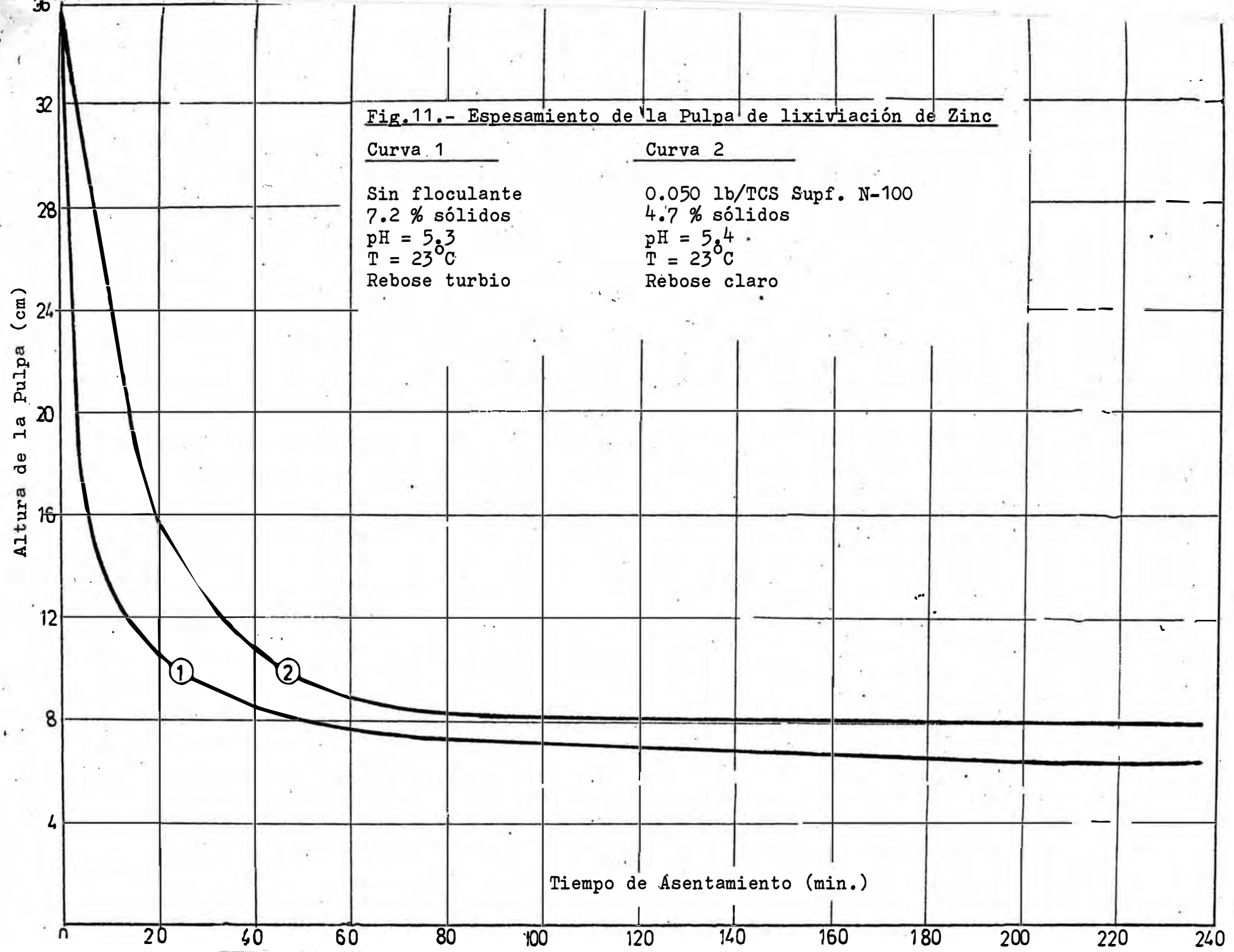
Fig.11.- Espesamiento de la Pulpa de lixiviación de Zinc

Curva 1

Sin floculante
7.2 % sólidos
pH = 5.3
T = 23°C
Rebose turbio

Curva 2

0.050 lb/TCS Supf. N-100
4.7 % sólidos
pH = 5.4
T = 23°C
Rebose claro



Tiempo de Asentamiento (min.)

3b. Influencia del contenido de sólidos de la pulpa original.- Las pruebas realizadas sobre cuatro muestras con diferentes contenidos de sólidos mostraron una marcada disminución en la velocidad de asentamiento a medida que el contenido (%) de sólidos se incrementa, Figura 12. Hay que mencionar que aun cuando el área unitaria** ($\text{pie}^2/\text{ton}/\text{día}$) requerida para obtener arenas con una determinada dilución se incrementa cuando la velocidad de asentamiento disminuye, el mayor contenido de sólidos en la pulpa original determinará que el volumen de agua que haya que eliminar de las arenas sea menor, igual que el tiempo de Sedimentación, con lo cual el área unitaria necesaria se reduce**.

3c. Efecto del pH de la pulpa.- Una notable reducción de la velocidad de asentamiento ocurre cuando el pH desciende de 5.5 a 4.4, lo cual es debido a que a pH mayores o iguales a 5.0 la floculación del hidróxido férrico es favorecida, y la pulpa sedimenta más rápido. Figura 13. El pH es una propiedad muy importante en la Sedimentación de pulpas con iones en suspensión, pues la estabilidad de una suspensión es función directa de la movilidad de las partículas sólidas y de sus cargas superficiales, las cuales pueden ser significativamente modificadas por el valor del pH, conseguido con adición de sustancias surfactantes.

Será recomendable mantener un pH mayor que 5.0 en la pulpa que se va a sedimentar (ó filtrar) a fin de que la operación sea rápida y económica.

3d. Efecto de la adición de floculantes.- Varias pruebas de asentamiento realizados con la adición y sin la adición de floculantes no mostraron significativa diferencia en cuanto a la velocidad de asentamiento se refiere, en cambio buena claridad fue obtenida en el rebose cuando se usó floculante.

De los tres productos comerciales experimentados: Superfloc 127, Superfloc N-100 (de la Cyanamid Co. USA), y el MG-200 (de la Dow Chemical Co. USA) el que mejor resultados dió fue el Superfloc N-100.

** Ver Capítulo VI.

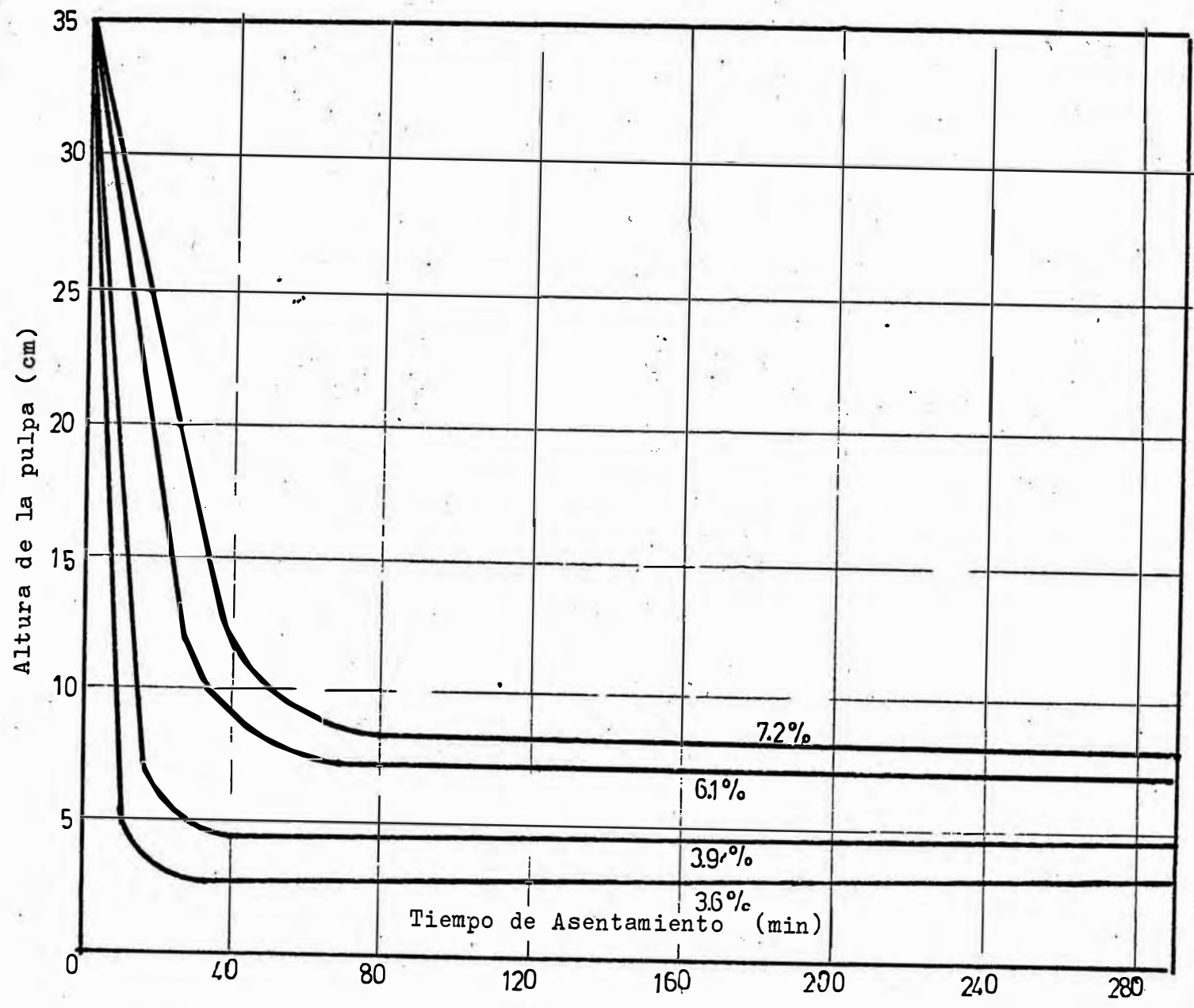


Fig.12.- Efecto del contenido inicial de sólidos sobre la velocidad de asentamiento (pH = 5.3)

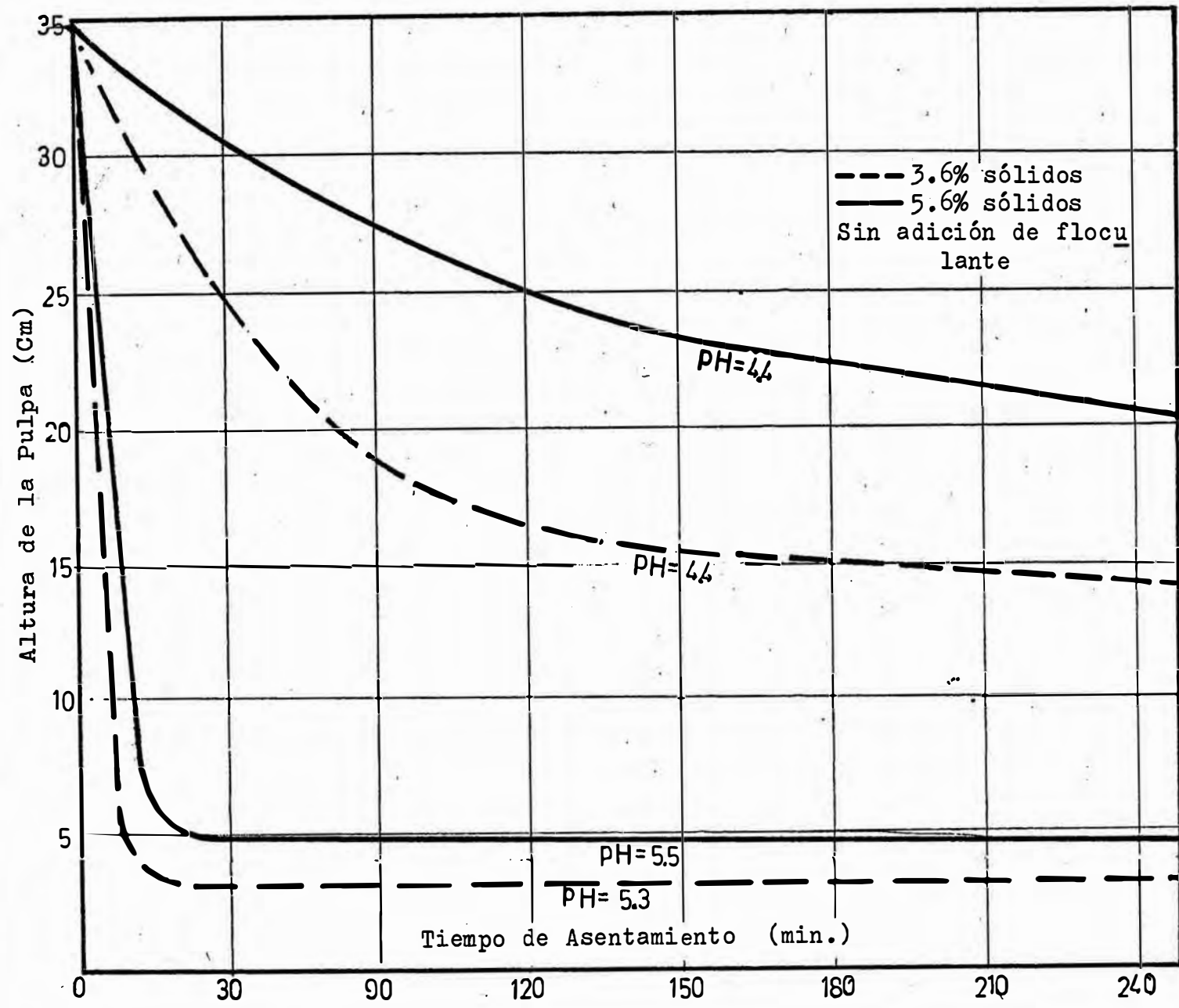


Fig.13.- Efecto del pH sobre la velocidad de asentamiento de la pulpa de Z.L.

El consumo óptimo depende del contenido de sólidos de la pulpa original, pH, concentración de Zinc, etc., pero considerando una pulpa obtenida en condiciones normales de operación, 0.050 lbs/TCS puede ser considerado como un consumo promedio del floculante.

3e. Efecto del contenido de $ZnSO_4$.- Parte de la solución original fue reemplazada con agua destilada a fin de evaluar el efecto de las diferentes concentraciones de Zinc* sobre la velocidad de asentamiento. Hay que mencionar que como consecuencia de la anterior el pH** y la densidad de la solución variaron apreciablemente, no así el % de sólidos. Los resultados se registran en la tabla XXII.

Estos valores han sido graficados en la figura 14, pudiendo observarse al igual que en la tabla XXII, que la velocidad de asentamiento decrece apreciablemente cuando el contenido de $ZnSO_4$ en la pulpa es incrementado. Este efecto puede ser debido al aumento del valor del pH pero dicho efecto sólo sería significativo en el rango de transición 4.5-5.2. Según la ley de Stokes:

$$V_t = \frac{g(d_o - d) d^2}{18n}$$

donde:

- Viscosidad del líquido

= diámetro de partícula

V_t = Velocidad terminal

g = aceleración de la gravedad

d = Peso específico de la partícula

d = Peso específico del líquido.

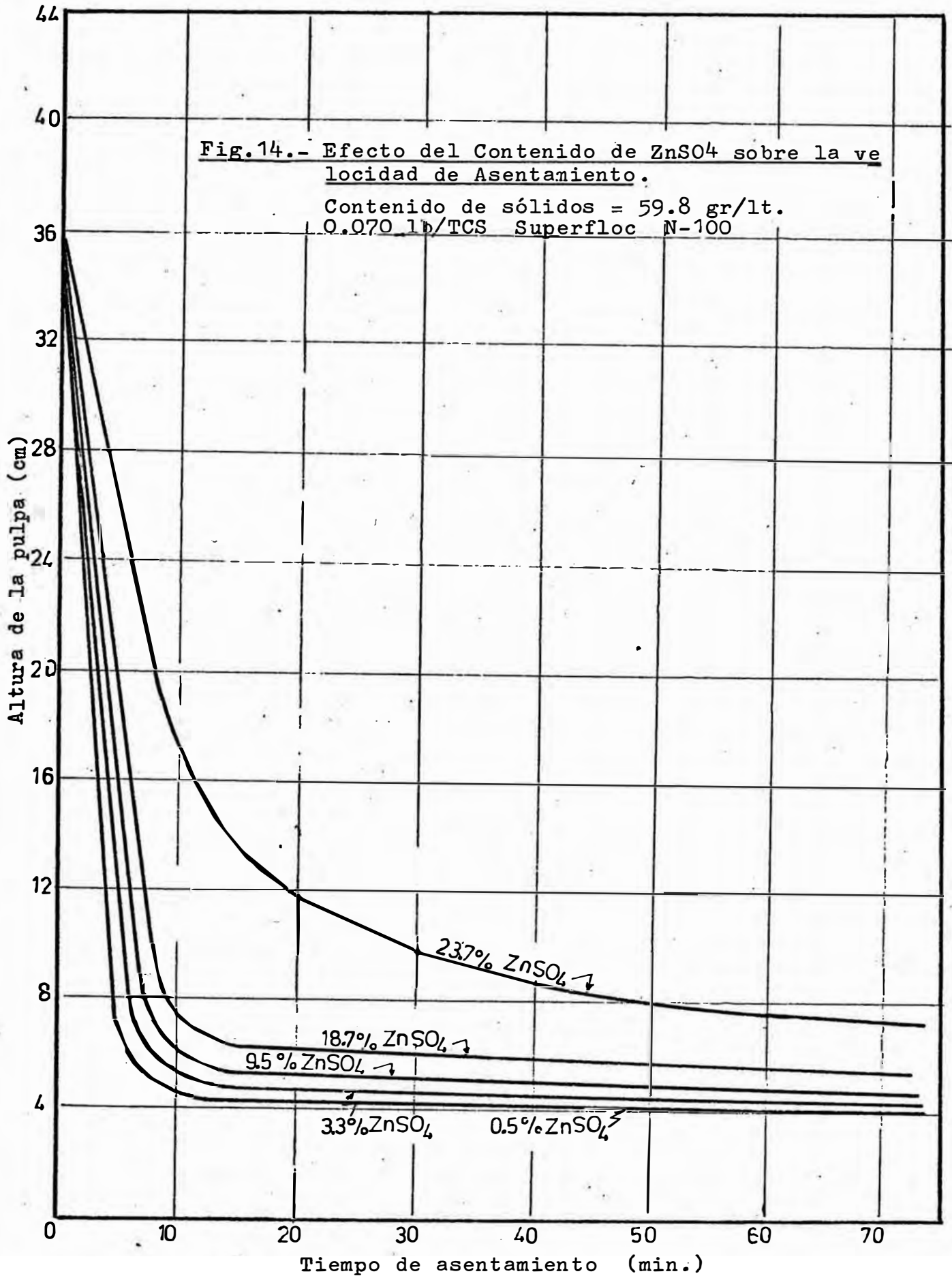
esto es, la velocidad terminal (Sedimentación) de una partícula sólida en un medio líquido disminuye cuando la viscosidad y densidad del líquido aumentan; lo cual explica el efecto de la concentración de $ZnSO_4$ de

* En el resto de los elementos pueden influir pero sus concentraciones serán proporcionales al de Zn.

**El pH siempre fue mayor que el valor crítico de 5.0

Fig.14.- Efecto del Contenido de ZnSO₄ sobre la velocidad de Asentamiento.

Contenido de sólidos = 59.8 gr/lt.
0.070 lb/TCS Superfloc N-100



T A B L A XXII

Efecto del contenido de ZnSO₄ sobre Sedimentación del Residuo de lixiviación

Sin Floculante

. 0.070 lb/DST Superfloc N-100

Prueba	Densidad	Concen-	pH	Alimen-	Veloci-	Prueba	Densidad	Concen-	pH	Alimen-	Veloci-
	Rebose	tración		tación	dad		Rebose	tración		tación	dad
		<u>ZnSO₄</u>			Asenta-			<u>ZnSO₄</u>			Asenta-
					miento						miento
	<u>gr/lt.</u>	%		%sólidos	<u>cm/min</u>		<u>gr/lt.</u>	%		%sólidos	<u>cm/min</u>
5	1290	23.7	5.6	4.44	1.90	1	1330	26.4	5.4	4.72	3.80
6	1221	18.7	5.5	4.68	3.06	2	1252	21.0	5.7	5.25	4.00
7	1103	9.5	5.9	5.15	3.73	3	1200	17.4	5.6	5.26	4.00
8	1032	3.3	6.2	5.49	4.31	4	1140	12.6	5.8	5.22	5.20
9	1002	0.5	6.5	5.64	4.83						

Contenido de sólidos= 59.8 gr/lt.

Contenido de sólidos = 65.8 gr/lt.

la solución sobre la velocidad de asentamiento; pues la densidad y viscosidad dependen de dicha concentración. De cualquier modo el efecto puede ser evaluado en términos de concentración de $ZnSO_4$, pues las propiedades mencionadas anteriormente están íntimamente relacionado con ella.

4. CINETICA DE LA DISOLUCION EN AGUA DEL $ZnSO_4$

4a. Procedimiento.- Pruebas de lixiviación con agua se realizaron usando el residuo de la pulpa de lixiviación de Calcina de Zinc, después de 6, 12 y 24 horas de asentamiento. Esto se hizo con la finalidad de de terminar la cinética de disolución del $ZnSO_4$ cristalizado desde la solución durante ese tiempo de asentamiento.

Las pruebas fueron realizados con agua a 55 60°C, densidades de pulpa de 7 a 8% de sólidos, considerando agitación y sin agitación a fin de simular el efecto producido en un espesador. Las curvas correspondientes graficadas en la figura 15, muestran el progreso de la disolución con el tiempo. Cualquier discrepancia en los resultados se debe al contenido inicial de Zinc soluble en agua, el cual es diferente en cada muestra.

En cuanto al contenido de esta forma de Zinc, hay que tener en cuenta - (Ver muestreo, Capítulo 5) que el residuo final, luego de sufrir agitación en bombas, tuberías, etc., lleva aún Zinc soluble en agua (alrededor de 0.86%) en forma sólida el cual es difícil de disolver; por ello las recuperaciones indicadas en la figura 15 deberán ser mayores pues sólo se debe considerar el Zinc cristalizado a partir de la solución (en los espesadores) y no el producido en la tostación, el cual permanecerá en el residuo.

4b. Determinación del Zinc cristalizado desde la solución.- Conforme la disolución del $ZnSO_4$ aumenta, el contenido de ella en el residuo disminuirá en forma proporcional; luego, el % de Zinc soluble en el residuo-

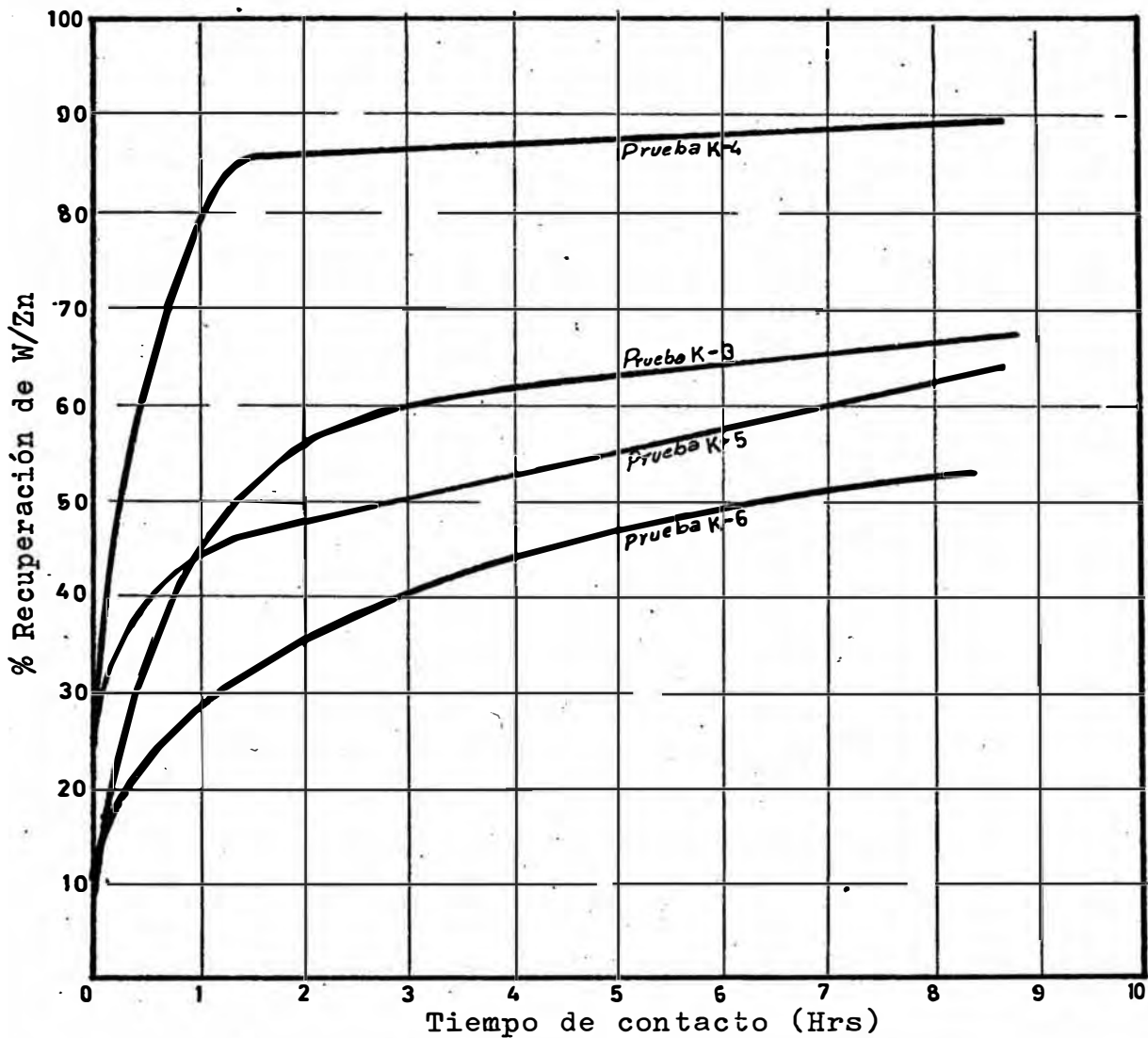


Fig.15.- Cinética de la Disolución de W/Zn en agua
 (% de sólidos inicial = 7-8%)

Prueba K-3

T = 60°C
 (% W/Zn) inicial = 5.9
 Sin agitación

Prueba K-5

T = 55°C
 (% W/Zn) inicial = 1.9
 Sin agitación

Prueba K-4

T = 60°C
 (% W/Zn) inicial = 5.9
 Con agitación

Prueba K-6

T = 60°C
 (% W/Zn) inicial = 1.0
 Con agitación

puede ser calculado de la siguiente manera:

Prueba K-4.- Condiciones indicadas en la figura 15

$$\text{Relación } \text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}/\text{Zn} = 4.415$$

$$\text{Contenido inicial de W/Zn}^* = 5.9\%$$

$$\text{Disolución}/100 = r \text{ (variable)}$$

$$\text{Peso de sólidos inicial} = 100 \text{ gramos}$$

$$\text{Peso del residuo de lixiviación} = 100-r \times 4.415 \times 5.9 \text{ grs.}$$

$$\text{Peso de Zinc en el residuo} = (1-r)(5.9) \text{ gramos}$$

$$\text{Contenido final de W/Zn} = (1-r)(5.9)(100)/(100-4.415 \times 5.9r)$$

El resultado de estos cálculos para varios valores de "r", se registran en la tabla XXIII.

T A B L A XXIII

Determinación del % W/Zn en el residuo

<u>% Extracción</u>	<u>r</u>	<u>100-4.415 x 5.9 x r=A</u>	<u>(1-r)(5.9)=B</u>	<u>%W/Zn = 100B/A</u>
40	0.40	89.58 gramos	3.54 gramos	3.95
50	0.50	86.98 gramos	2.95 gramos	3.39
60	0.60	84.37 gramos	2.36 gramos	2.80
70	0.70	81.77 gramos	1.77 gramos	2.16
80	0.80	79.16 gramos	1.18 gramos	1.49
87 (max)	0.87	77.34 gramos	0.77 gramos	1.00

De donde se deduce que la máxima extracción de 87%, se debe a que el contenido de W/Zn no disminuye de 1%.

Puesto que en la prueba K - 6, realizada a las condiciones indicadas, disuelve el W/Zn de concentraciones iguales a 1.0% de W/Zn., debemos de terminar el mínimo contenido de W/Zn alcanzable en las condiciones mencionadas.

Teniendo como base 2 horas de agitación (Por pruebas K-4) la recupera -

* W/Zn = Zinc soluble en agua.

ción del W/Zn en la prueba K-6 será 35%, el cual corresponde a W/Zn producido por cristalización, tiempos mayores que 2 horas disolverán el W/Zn producido en la tostación lo cual no es nuestro propósito. Entonces:

$$\text{- Peso de residuo} = 100 - 4.415 \times 1.0 \times 0.35 = 98.45 \text{ gramos}$$

$$\text{Peso de W/Zn en el residuo} = 0.65 \times 1.0 = 0.65 \text{ gramos.}$$

$$\text{- Contenido de W/Zn producido en tostación} = 0.65 / 0.9845 = 0.66\%$$

Este valor es bastante aproximado al determinado en el muestreo. Luego el W/Zn formado por cristalización de la solución será:

$$\frac{(5.90 - 0.65)(100)}{100} = 5.25\% \text{ del peso inicial}$$

4c. Tiempo de agitación requerido para recuperación aceptable.- De la figura 15, se deduce que tanto en el espesador como en los agitadores se producirá disolución del $\text{ZnSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$, luego la recuperación como función del tiempo de una instalación en el que la pulpa del agitador pase al espesador será función de ambas recuperaciones. Asumiendo que sólo 40% se recuperan en el espesador (30 minutos) el tiempo (ó recuperación) en el agitador necesario para obtener una recuperación de $100 \times r_T$ (considerando 5.9% W/Zn) será:

$$(100 - r_a) 0.40 + r_a = r_T$$

$$r_a = \frac{r_T - 0.40}{0.60}$$

Los resultados de éste cálculo en la tabla XXIV, también incluyen las recuperaciones relativas a 5.25% de W/Zn inicial.

4d. Resultados.- Las siguientes conclusiones pueden ser inferidas:

La recuperación de W/Zn depende del contenido inicial de W/Zn y del tiempo de agitación (900Rpm) o Suspensión (Sedimentación).

- Parte del W/Zn proveniente no de la cristalización sino de tostación, será difícil de disolver, la proporción correspondiente es

de 0.65%.

Es recomendable desde todo punto de vista el uso de agitación para disolver el W/Zn en caso de cristalización.

T A B L A XXIV

Recuperación total como función de R(agitador y espesador)

<u>% Recuperación de W/Zn</u>		<u>% Recuperación</u>	<u>Tiempo de Agitación</u>
<u>5.9% W/Zn</u>	<u>5.25% W/Zn</u>	<u>en agitación</u>	<u>(minutos)</u>
90.0	101.14	83.33	80
85.0	95.52	75.00	45
80.0	89.90	66.67	32
75.0	84.29	58.33	20
70.0	78.67	50.00	15
65.0	73.05	41.67	8
60.0	67.43	33.33	4

5. MEZCLA LIQUIDO-LIQUIDO

Una propiedad importante que debió ser determinada es el tiempo requerido para uniformizar una mezcla de una solución conteniendo Zinc en solución (como $ZnSO_4$) y agua. Al principio se optó por hacer pruebas cada 0.5 minutos de agitación, tomando muestras en diferentes zonas del recipiente para mediante análisis químico determinar la uniformidad ó no uniformidad de la mezcla. Sin embargo, un razonamiento más racional fue puesto en práctica, teniendo en cuenta que la extracción por disolución del W/Zn no debería en ningún caso ser menos que 80%. Luego se hizo pruebas con un tiempo de 15 - 20 minutos (tabla XXIV) de agitación, y como es de suponerse, este tiempo fue más que suficiente para uniformizar la mezcla líquido-líquido.

C A P I T U L O I V

MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA DE LAVADO

Y CONTROL DE LA CONTAMINACION

POSIBLES SOLUCIONES

1. INTRODUCCION

La mayor parte de las Plantas Hidrometalúrgicas de Zinc, Cobre, Uranio, etc., en el Mundo, cuentan con una etapa final de separación sólido-líquido y lavado por Decantación en Contracorriente, de número variable de espesadores, algunas veces combinadas con filtros y ciclones.

Una cuidadosa investigación bibliográfica nos hace llegar a la conclusión de que el método más adecuado de solucionar este problema sería el mencionado. Además hay que hacer notar que los filtros Burt actualmente utilizados pecan de obsoletos, inadecuados y antieconómicos, no teniéndose conocimiento de que algunas Plantas similares lo usen.

Entre las desventajas mayores del circuito actual de Filtros Burt, tenemos:

1. Alto costo de mantenimiento y operación
2. Operación de lavado ineficiente, y consiguientes pérdidas de Zinc cristalizado pues el contacto sólido-líquido es pobre.
3. Excesiva dilución del residuo final, el cual al ser descargado en el terreno de almacenamiento, rebosa al río pues aunque los sólidos sedimentan, el calor natural es demasiado pequeño para evaporar tal cantidad de agua, y el río es contaminado.

Un circuito en contracorriente operado con filtros de tambor o vacío (Tipo Dorr-Oliver) en lugar de espesadores, podría ser satisfactorio; sin embargo los altos costos de inversión, operación y mantenimiento así como el control de operación no lo hace competitivo con un circuito CCD usando espesadores. Además actualmente se tienen algunos problemas con pulpas difíciles de filtrar, los cuales subsistirán con cualquier tipo de filtros, limitándose también cualquier reducción de tamaño que pueda ayudar a mejorar la lixiviación por ejemplo (Capítulo II). Es esencial que la pulpa materia de nuestro estudio presente buenas propiedades de sedimentación (Capítulo III).

Desde el punto de vista económico, podemos observar que la cantidad de Zinc perdida es tan alta (20 ton/día) que cualquier proceso que recupere más del 90% producirá una utilidad atractiva.

En lo que se refiere a construcción, espacio disponible y operación de espesadores podemos decir que la compañía está en capacidad de hacerlo pues tiene amplia experiencia a través de sus Plantas Concentradoras. Sobre el problema de contaminación y su importancia, se dan detalles en los capítulos anteriores.

A continuación se discuten las ventajas y desventajas de varias posibles soluciones para el problema de contaminación y recuperación de los valores perdidos al río actualmente.

2. MEJORAMIENTO DEL METODO

ACTUAL DE LAVADO SIN INVERSION ADICIONAL

2a. Pruebas experimentales.- Varias pruebas realizadas en la Planta actual y usando el equipo industrial instalado con el fin de incrementar la recuperación de Sulfato de Zinc contenido en la torta del filtro, mediante varios lavados fueron tomadas como base para nuestros cálculos.

La prueba con los mejores resultados tuvo las siguientes características:

Base de cálculo = 32 lixiviaciones por día

Forma de lavado = en la forma acostumbrada (sobre el mismo filtro y en serie)

Zinc perdido al no lavar : 13.76 TMPD*

Zinc recuperable en 4 lavados : 10.56 TMPD

Zinc recuperable en 3 lavados : 9.38 TMPD

Zinc recuperable en 2 lavados : 6.43 TMPD

* TMPD - Tonelada métrica por día.

Zinc recuperable en 1 lavado 3.39 TMPD

Las concentraciones y volúmenes resultantes de las soluciones de lavado fueron (en gr Zn/lt y lts)

	<u>Volúmen</u>	<u>Concentración</u>
1er. lavado	1480	71.6
2do. lavado	1710	55.2
3er. lavado	2840	32.5
4to. lavado	3810	9.8

Las mezclas de estas soluciones de lavado, realizadas en el orden que se obtienen resultan con los siguientes volúmenes y concentraciones:

<u>Mezcla</u>	<u>Volumen</u>	<u>Concentración de Zinc</u>
1er. Lavado	1480	71.60
(1 ^o + 2 ^o) Lavados	3190	62.81
(1 ^o + 2 ^o + 3 ^o) Lavados	6030	48.53
(1 ^o + 2 ^o + 3 ^o + 4 ^o) Lavados	9840	33.54

Por otra parte el tiempo tomado en cada etapa de la operación de Filtrado y Lavado fue:

<u>Operación</u>	<u>Tiempo Acumulado</u>	<u>Tiempo Parcial</u>
Filtrado + Soplado + Descarga	02 hr 05 min	02 hr 05 min
Primer Lavado	02 hr 15 min	10 min
Segundo Lavado	02 hr 25 min	10 min
Tercer Lavado	02 hr 39 min	14 min
Cuarto Lavado	02 hr 51 min	12 min

Tomando como base la producción normal de 32 lixiviaciones por día, y que un tanque de lixiviación se descarga a 3 filtros, se tendrá:

$3 \times 32/12 = 8$ filtraciones diarias por filtro, lo cual incluye el mismo número del "ciclo" de lavados.

Según esto podemos calcular el tiempo requerido para realizar la filtración, descarga, soplado y un número determinado de lavados, esto es:

$$\text{Tiempo requerido por día} = 8 \times \text{Tiempo acumulado}$$

2b. Resultados.- Los resultados no son del todo satisfactorios como se puede ver en la tabla XV.

- En el mejor de los casos podríamos recuperar hasta el 76.74 % del Zinc en solución existente antes del lavado, sin embargo el tiempo requerido para mantener 32 lixiviaciones por día sería de 22.8 horas/día (95% del tiempo total disponible) lo cual no es recomendable desde ningún punto de vista, ya que el margen de tiempo 1.2 horas/día que queda para mantenimiento, reparación y aún para el carguío (que no se incluyó) es muy pequeño.

- Si se realizan sólo 3 lavados se requerirá un tiempo de operación de 20 hr 52 min (86.46 % del tiempo diario) lo cual da un margen aceptable de tiempo 3hr 8min para reparaciones y mantenimiento, sin embargo las pérdidas diarias son aún bastante altas *(94,135 soles/día, considerando sólo el Zinc)

- Por último el problema de contaminación continuaría sin solución pues la descarga siempre llevaría sustancias nocivas en una pulpa muy diluída. Un espesador podría ser colocado a fin de obtener una pulpa más espesa (40 - 50 % sólidos) recirculando el rebose a la sección lavado; sin embargo éste sería de diámetro muy grande aparte que la recuperación no se incrementaría.

T A B L A XV

LAVADO USANDO EL CIRCUITO

ACTUAL

*: Precio considerado del Zinc = 434.2 dólares/tonelada.

T A B L A XV

LAVADO USANDO EL CIRCUITO ACTUAL

<u>Número Acumulado</u>	<u>de lavados</u>	<u>Volumen Acumulado (lts)</u>	<u>Concentración Acumulado (gr Zn/lt)</u>	<u>Tiempo Acumulado por lixiv.</u>	<u>Tiempo diario de operación (hr/día)</u>	<u>Recuperación de Zinc (%)</u>	<u>TMPD</u>	<u>Recuperación de Zinc %</u>
0		-	-	2h 05'	16h 40'	69.42	-	-
1		1480	71.60	2h 15'	18h 00'	75.00	3.39	24.64
2		3190	62.81	2h 25'	19h 20'	80.54	6.43	46.73
3		6030	48.53	2h 35'	20h 52'	86.46	9.38	68.17
4		9840	33.54	2h 51'	22h 48'	95.00	10.56	76.74

3. LAVADO EN CONTRACORRIENTE USANDO

LOS FILTROS ACTUALES

Con este sistema se puede obtener una buena recuperación y un alto contenido de Zinc en la solución final de lavado, sin embargo sería necesario el uso de varios agitadores para mezclar la solución de cada etapa de lavado con el residuo de filtración, la operación no sería fácil de manipular y controlar y, el problema de contaminación podría subsistir de no descargar un residuo con muy baja concentración de sustancias nocivas. Una cuestión importante es el alto costo de operación y mantenimiento de la unidad de filtros Burt. (Ver Evaluación Económica Circuito CCD y Capítulo I)

4. LAVADO EN CONTRACORRIENTE USANDO

FILTROS DE VACIO O ESPESADORES

La posibilidad de usar filtros en un sistema CCD es bastante atractiva cuando se trata de filtros de Vacío (Drum Filter); en los cuales la solución pasa al interior del filtro de vacío quedando el residuo sólido

do impregnado a la superficie exterior.

La eficiencia metalúrgica del sistema CCD con filtros es semejante o ligeramente mejor que la del CCD usando espesadores; sin embargo una diferencia más significativa se obtiene cuando se usan espesadores, pues el costo de inversión, operación y mantenimiento es mucho menor.

Una comparación entre ambos circuitos ha sido realizada por K.Hester y A. Anderson (Referencia 5), entre dos Plantas gemelas de lixiviación de Uranio. Los costos considerados son: de instalación e inversión, de operación y mantenimiento; así como también son analizadas las pérdidas de valores metálicos como las facilidades de operación y manipuleo. Teniendo en cuenta la fecha de la publicación, un 7% anual del costo considerado, debe ser adicionado a fin de obtener el costo actual.

Ciertas consideraciones como costo del Uranio comparadas con el Zinc, así como temperaturas y otras condiciones climáticas (Ver Capítulo I) deben ser tomados en cuenta.

A continuación se detallan los costos para cada circuito y en la tabla XVI se detalla el equipo de cada circuito.

T A B L A XVI

COMPARACION DEL EQUIPO PRINCIPAL

<u>Etapa.</u>	<u>CCD con espesadores</u>	<u>CCD con filtros</u>
Molienda	2 Molinos de Barras 8' x 12' 4 Molinos de guijarros* 12'x10'	2 Molinos de Barras 8'x12' 4 Molinos de guijarros 12x10'
Espesamiento Neutro	4 Espesadores de 45' y 3 com- partimientos	4 Espesadores de 45' y 3 compartimientos
Neutraliza- ción parcial	2 Agitadores de 18' diámetro x 20'	2 Agitadores de 18' diáme- tro x 20'

* PebbleMill

Fig.16a.- Circuito de Lavado CCD usando Filtros (NORDIC)

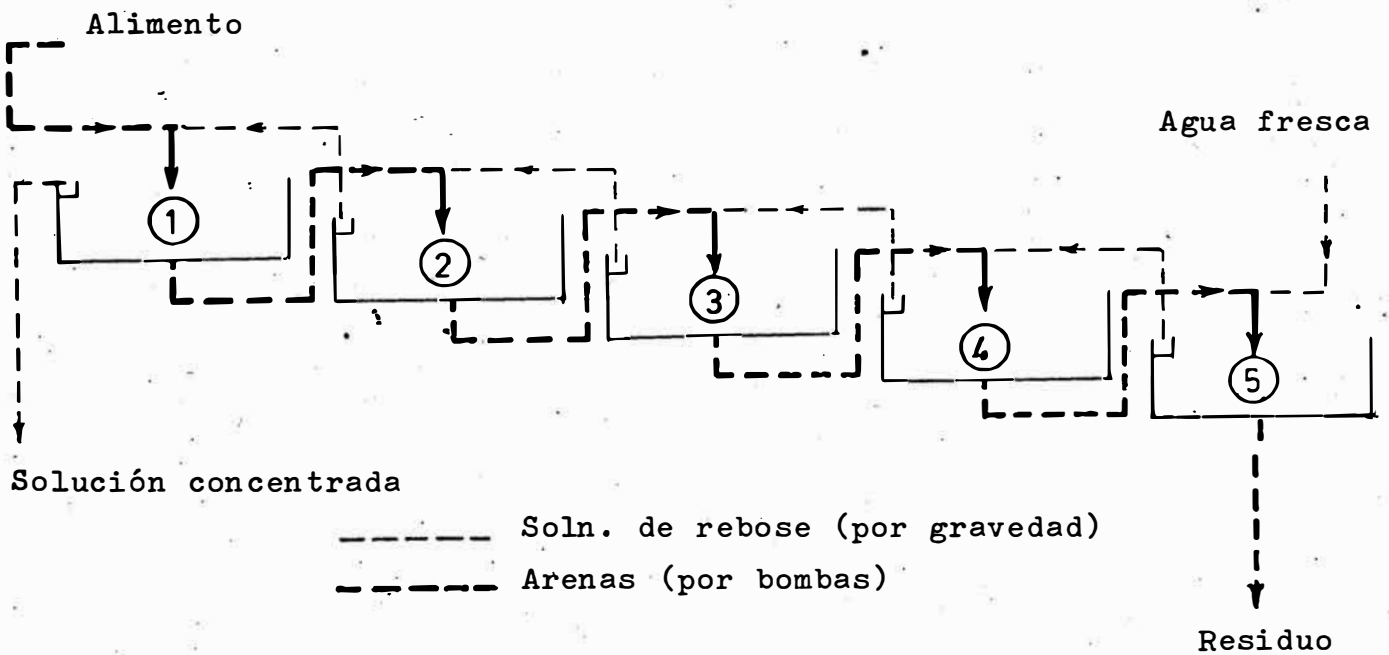
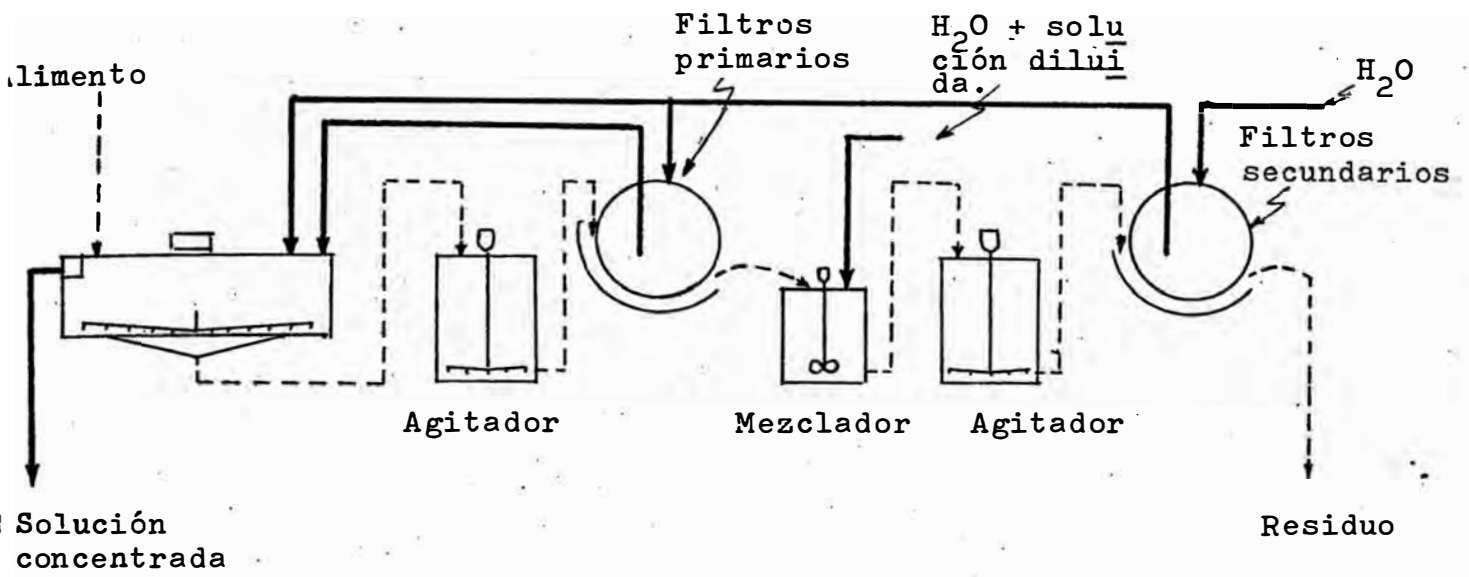


Fig.16b.- Circuito de Lavado CCD espesadores (QUIRKE)

<u>Etapa</u>	<u>CCD con espesadores</u>	<u>CCD con filtros</u>
CCD	2 Bancos de 5 espesadores de 100' cada uno	2 Espesadores de 85'
Filtros		2 Etapas cada una con 8 filtros de 14' diámetro x 16'
Clarificación	3 Clarificadores de Vacío con 50 hojas de 5' x 7'	3 Clarificadores de Vacío con 50 hojas de 5' x 7'
Intercambio Iónico	21 Columnas de cama fija de 8' de diámetro	21 Columnas de cama fija de 8' de diámetro

4a. Costo de Inversión.- En la tabla XVII , se hace una comparación de estos costos, para ambos circuitos. Sin embargo deberá tenerse en cuenta que éstas diferencias serán considerablemente mayores en nuestro caso, puesto que los filtros de este tipo son de manufactura extranjera , y los costos de importación y transporte (56% adicional) deben ser añadidos. Por el contrario la construcción e instalación de un espesador puede hacerse en su mayor parte usando material producido en el Perú, - así como Mano de Obra nacional. También hay que tener la fecha en que dichos costos fueron determinados.

T A B L A XVII
=====

COMPARACION DE LA INVERSION (1957)

En Dólares

<u>CCD Usando espesadores</u>		<u>Lavado Usando filtros</u>	
<u>Espesadores de lavado</u>		<u>Espesadores de lavado</u>	
- Cimientos	85,037	- Equipo	246,369
- Estructura	397,583	- Cimientos del equipo	127,873
Equipo	491,517	- Instalación del equipo	<u>46,288</u>
- Instalación de equipo	<u>183,672</u>	Sub-Total	420,530
Sub-Total	1'107,809		

Casa de bombas N°1

- Cimientos	17,085
- Estructura	56,883
- Equipo	45,210
- Cimientos de equipo	1,120
- Instalación del equipo	<u>30,473</u>
Sub-Total	150,771

Filtros

- Equipo	742,862
- Cimientos de equipo	29,258
- Instalación de equipo	<u>301,664</u>
Sub-Total	1'073,174

Casa de bombas N°2

- Cimientos	978
- Estructura	22,558
- Equipo	51,167
- Cimientos de equipo	1,574
- Instalación de equipo	<u>16,420</u>
Sub-Total	92,695

Casa de Compresoras

- Cimientos	18,000
- Estructura	50,000
- Equipo	100,000
- Cimientos de equipo	17,000
- Instalación del equipo	<u>39,000</u>
Sub-Total	<u>224,000</u>

Tunel (Estructura) 41,489

Area de Relaves 30,000

GRAN TOTAL 1'718,314

GRAN TOTAL 1'422,764

Aunque el costo de excavación del túnel y área de relaves (71,489 dólares) no debería considerarse, una diferencia notable existe entre ambos costos de inversión. Esto es:

$$1'718,314 - 1'422,764 = 295,550 \text{ dólares (1957),}$$

que al presente y considerando un incremento del 7% anual, equivalen a:

$$16 \times 7 = 112$$

$$2.12 \times 295,550 \times 45 = 28'195,200 \text{ soles}$$

Ahora considerando un circuito CCD de cuatro espesadores con características semejantes a las descritas, se tendrá una diferencia de aproximadamente:*

$$\frac{28'195,200 \times 4 \text{ espesadores CCD}}{10 \text{ espesador CCD}} = 11'278,080 \text{ soles}$$

a favor en caso de que se use un circuito de espesadores (4) en lugar de un circuito equivalente con filtros de vacío.

* Este índice de comparación, un tanto arbitrario es usado porque las diferencias no son tan estrechas.

4b. Costo de Mantenimiento.- Aquí hay que tener en cuenta que la mayor parte de los problemas de mantenimiento de los espesadores, lo cuales - incrementan éste costo fueron causados por congelamiento del agua, ya que en invierno las temperaturas bajo cero (hasta -30°C) son normales en dichas Plantas; esto sin embargo difícilmente ocurrirá acá y el costo de mantenimiento será mucho menor (Ver condiciones climáticas, Cap.I). Los costos se detallan en las tablas XVIII y XIX.

T A B L A XVIII

COSTOS DE MANTENIMIENTO DEL CCD USANDO ESPESADORES

En dólares, durante 16 meses, 1972

<u>Equipo</u>	<u>Labor</u>	<u>Material</u>	<u>Total</u>
Espesadores (10 espesadores 100 pies)	4,162	1,386	5,548
- Bombas Dorrco (10 bombas de diafragma Dorrco de 8")	3,264	3,653	6,917
Bombas con sello de vacío (17 bombas con sellos de 6 x 8, 11 operando)	<u>6,665</u>	<u>3,478</u>	<u>10,143</u>
TOTAL	14,091	8,517	22,608

Estos equivalen a Q.018 dolar/tonelada, ó 16,956 dólares/año.

T A B L A XIX

COSTOS DE MANTENIMIENTO DE

LOS FILTROS

(En dólares, desde 1965-1967)

<u>Equipo</u>	<u>Labor</u>	<u>Material</u>	<u>Total</u>
Filtros de tambor (16 de tambor 14'D x 16')	22,558	18,782	41,340

<u>Equipo</u>	<u>Labor</u>	<u>Material</u>	<u>Total</u>
- Agitadores (2 de 24' x 24' con aire)	1,194	1,716	2,910
- Bombas de transferencia (8 de 6' x 8' con sello de vacío)	5,209	2,056	7,265
Acondicionador de pulpa (2 de 8' x 8')	1,162	271	1,433
Bombas de filtrado (4 de 3' x 4' con sello de vacío) (2 de 3" tipo Canadá)	561	1,471	2,032
- Fajas transportadoras (2 fajas de 140')	4,590	2,326	6,916
- Escobillas de fregado (2 de 14"D x 90")	<u>2,464</u>	<u>15,219</u>	<u>17,683</u>
GRAN TOTAL	37,738	41,841	79,579

Estos costos equivalen a 0.021 dólares/tonelada, ó 26,526 dólares/año.

- Lavado con filtros $26,526 \times 45 \times (7 \times 6 + 100)/100 = 1'695,011.4$

- CCD con espesadores $16,956 \times 45 \times (7 + 100)/100 = \underline{816,431.4}$

Diferencia Actual 878,580.0

Se tiene entonces una diferencia de:

$$\underline{878,580} \times 4 = 351,432 \text{ soles/año}$$

10

A favor del circuito CCD con espesadores (4) en lo que a costo de mantenimiento se refiere.

4c.- Costo de Operación.- Los costos de operación son notablemente mayores en los filtros, debido al constante cambio de lonas. Aún más este costo es mayor en el país debido a que las lonas de filtro, partes y accesorios renovables deben ser importadas. Los costos se detallan en la tabla XX.

T A B L A XX

COMPARACION DE COSTOS DE OPERACION

En dólares año 960

<u>CCD Con Espesadores</u>		<u>Lavado con Filtros</u>	
- <u>Operación Directa</u>		- <u>Operación Directa</u>	
<u>Labor</u>		<u>Labor</u>	
A \$3.5/hr un operador CCD	30,660	A \$3.5/hr un operador filtro	
		un operador espesador	61,320
- <u>Reactivos</u>		- <u>Reactivos</u>	
Cola, 61 Ton a \$340		Cola, 146 Ton a \$340	
Poliacrilamida, 19Ton a 2,100 dólares.	60,400	Poliacrilamida, 11Ton a 2,100 dólares.	72,740
- <u>Suministros</u>		- <u>Suministros</u>	
Ninguno	- -	20 lonas de filtro a \$310	
		Varios (alambre, sellos)	<u>6,740</u>
Sub-Total de operación directa.	91,300	Sub-Total de operación directa.	140,800
- <u>Mantenimiento</u>		- <u>Mantenimiento</u>	
Labor a \$4.00/hr	12,900	Labor a \$4.00/hr	16,800
Materiales	<u>9,000</u>	Materiales	<u>14,000</u>
Sub-Total de mantenimiento.	21,900	Sub-Total de mantenimiento.	30,800
- <u>Servicios</u>		- <u>Servicios</u>	
Potencia, 290 Hp a \$50/Hp-año	14,500	Potencia, 540 Hp a \$50/Hp-año	27,000
Agua, a \$15/millón de galones	<u>6,300</u>	Vacío (potencia y operación)	29,000
Sub-Total de servicios	20,800	Vapor	2,000
		Agua a \$15/millón galones	<u>3,400</u>
		Sub-Total de servicios	61,400
GRAN TOTAL DEL COSTO DE OPERACION	<u>134,000</u> =====	GRAN TOTAL DEL COSTO DE OPERACION	<u>233,000</u> =====

Estos costos corresponden a 0.130 y 0.226 dólares por tonelada, respectivamente. La mayor diferencia de costos se produce en el renglón de servicios que es 3 veces mayor en los filtros.

La diferencia de costos actualizados (1960-1973) es:

$$(1.91) (233,000 - 134,000) (45) = 8'509,050 \text{ soles}$$

y para nuestro circuito:

$$8'509,050 \times 4/10 = 3'403,620 \text{ soles/año.}$$

lo cual es evidentemente una diferencia significativa.

4d. Metalurgia y facilidades de Operación.- En la referencia mencionada se ha indicado que el circuito de espesadores ocasionaría mayores pérdidas en caso de que una de sus unidades se paralizara por desperfectos, que los que pudiera ocasionar un filtro puesto fuera de servicio. La principal causa de esto sin embargo es el volumen tratado en ambas unidades lo cual puede ser corregido aumentando el número de espesadores, (reduciendo área y volumen de cada unidad). Igualmente será más económico y útil tener varios espesadores de pequeño diámetro como repuesto que unos pocos de gran diámetro. Se ha mencionado anteriormente que gran parte de los problemas operativos de los espesadores se debió a la temperatura extremadamente baja, a esto hay que agregar el gran tonelaje de sólidos tratado (2,630 toneladas/día) que dificulta el control, nuestro circuito tratará un tonelaje 10 veces menor (240 ton/día), luego ninguno de estos problemas serán significantes en el circuito CCD proyectado.

El problema referente a la falta de control en el % de sólidos (o dilución) de las arenas, es básicamente un problema de diseño, pues como se verá más adelante (Secc. Diseño Hexagonal y Modelo Matemático de Sedimentación), la concentración del soluto, tiene notable influencia en la densidad de la solución y diámetro del espesador, y como es el que controla la dilución de las arenas, deberá diseñarse los espesadores en forma precisa.

El diámetro de los espesadores disminuye conforme la solución es más diluída, por ello la mayor parte de los circuitos CCD industriales tienen espesadores de diámetros cada vez menores. En la referencia mencionada la Planta cuenta con 10 espesadores, todos de 100 pies, lo cual evidentemente es la causa del problema, ellos han hecho uso de mecanismos sofisticados (Rayos Gamma, Computadoras etc) con el fin de controlar este problema, nosotros creemos que la solución radica en el buen diseño y por ello se pone especial cuidado.

En la Tabla XXI , se registran las pérdidas en ambos circuitos.

T A B L A XXI

COMPARACION DE DATOS METALURGICOS

	<u>CCD con espesadores</u>	<u>Lavado con filtros</u>
Tonelaje tratado (ton/año)	1024 x 10 ³	1042 x 10 ³
Ensayo del alimento (U ₃ O ₈ /Ton)	2.53	2.59
Alimento de molienda	9.2 % + 65 53.0 % - 200	5.1 % + 65 58.2 % - 200
% Pérdidas solubles	0.91	0.23
Relación soln/min.	2.1 : 1	1.42 : 1
Consumo de floculante		
Lb/T Cola	0.119	0.280
Lb/T Otros	0.037	0.021

Aunque esta diferencia en el % de pérdidas solubles ha sido considerada como significativa en la referencia mencionada, ello se debe a la calidad y precio del elemento perdido (solución contiene Uranio).

En nuestro caso esta diferencia de pérdidas equivaldría a:

$$\text{Espesadores - Filtros} = 0.91 - 0.23 = 0.68\%$$

y considerando una pérdida actual de 15.711 Ton/día como Zn⁺⁺ (Ver muestreo) a un precio de 434.2 dólares/ton. de Zinc:

$$\frac{(0.68) (15.711) (434.2) (45)}{100} = 2087.45 \text{ soles/día}$$

o también 751,480.23 soles/año, pérdida que no es significativa si se tiene en cuenta las diferencias de costos anteriormente calculados.

4c. Tamaño de partícula del residuo de lixiviación.- En nuestro caso la tendencia respecto al tamaño de partícula es totalmente contraria a la de la referencia, pues dicha Planta ha ido incrementando gradualmente el tamaño de las partículas sólidas, con lo cual la eficiencia de extracción y operación ha aumentado (debido a las características del mineral), sin embargo han tenido continuos problemas por atoros en el sistema de descarga de las arenas, lo que obligó al empleo de ciclones. En nuestro caso la tendencia es reducir cada vez más el tamaño de partícula de la Calcina, a fin de aumentar la extracción en lixiviación (Ver capítulo II) por lo cual no se espera tener problemas en el futuro.

Actualmente el residuo tiene la distribución granulométrica indicada en la Tabla XXII, la cual graficada en la figura 17, corresponde a una curva que está por encima de la correspondiente al producto actual del espesador (arenas). Esto indica que nuestro producto actual es de una granulometría aceptable. Hay que hacer notar que el rebose (finos) del ciclón se alimenta a los espesadores en la referencia mencionada.

T A B L A XXII

Distribución Granulométrica del residuo sólido

<u>Malla</u>	<u>% Parcial</u>	<u>% Acumulado de finos</u>
-65 +100	4.5	100.0
-100 +200	2.4	95.5

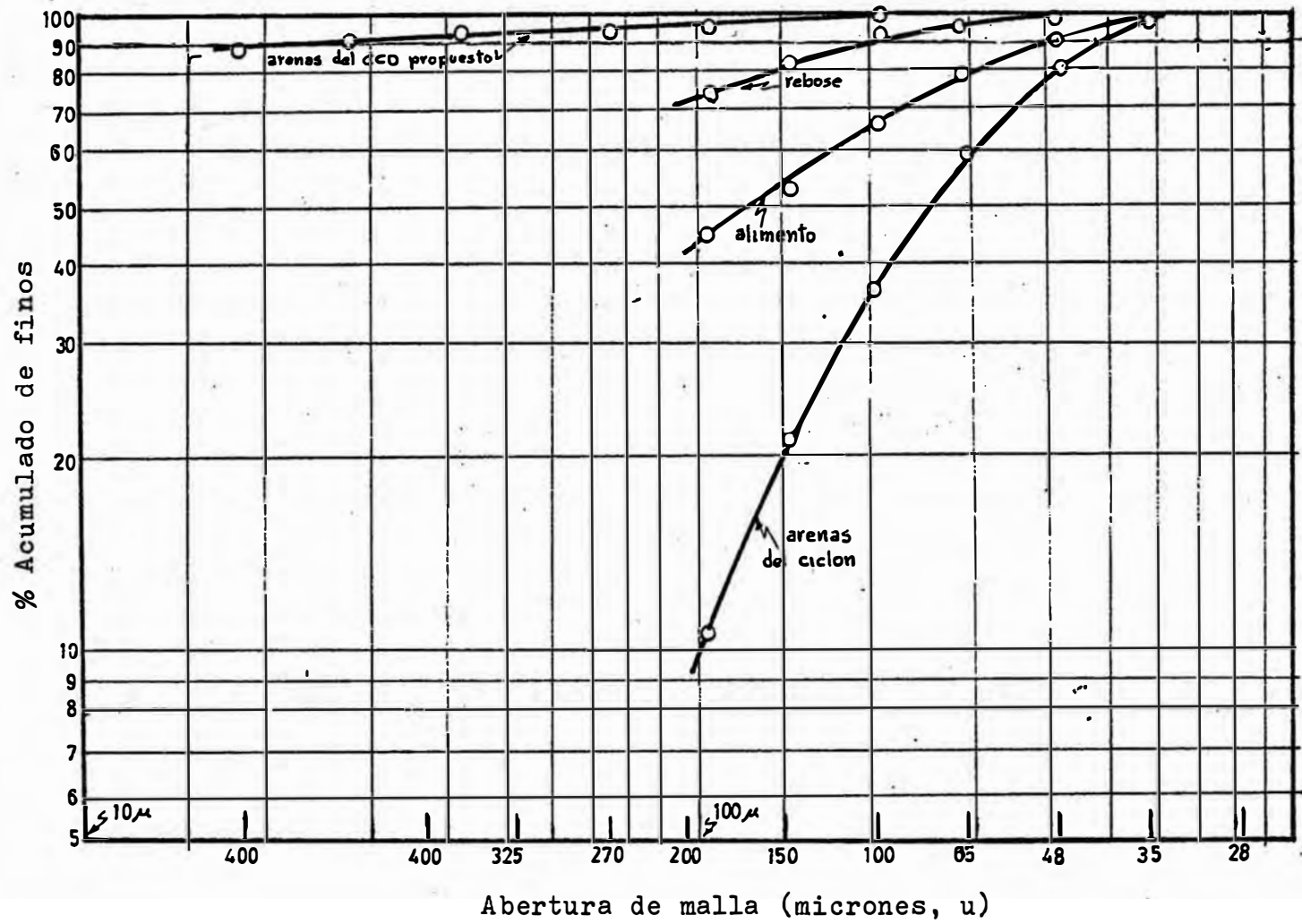


Fig.17:- Distribución granulométrica de los productos del CCD propuesto y de los mencionados en la referencia.

<u>Malla</u>	<u>% Parcial</u>	<u>% Acumulado de finos</u>
-200 +270	1.6	93.1
-270 +325	1.4	91.5
-325 +400	1.2	90.1
-400	<u>88.9</u>	<u>88.9</u>
TOTAL	100	-

Un punto mas importante lo constituye la limitación que ofrecen los filtros para una molienda fina, pues los operadores de Planta tienen continuos problemas cuando la Calcina (y el residuo) son demasiado finos. En cambio en los espesadores los finos pueden ser floculados para aumentar su velocidad de asentamiento; ésto hace factible una molienda más fina para conseguir mayor eficiencia de lixiviación, obteniéndose un beneficio adicional hasta de 13.87 millones de soles anuales (Ver Capítulo II) Esta cantidad puede añadirse a las mencionadas anteriormente, pues forma parte de los beneficios alcanzables con el circuito CCD.

4f. Discusión e Interpretación.- Las siguientes consideraciones deben ser tomadas en cuenta para la elección del circuito adecuado:

- Un circuito con filtros es más flexible que uno con espesadores, cuando éstos son de gran diámetro (100 pies), en caso contrario la diferencia no es notable.

- La temperatura en nuestra región no es tan crítica como para causar problemas en los espesadores, además se tiene conocimiento que en regiones mucho más frías (Morococha, Cerro de Pasco), los espesadores funcionan normalmente. En todo caso, la Planta actual cuenta con vapor y el lavado CCD proyectado puede hacerse a temperaturas mayores que la del ambiente.

- Las pérdidas de Zinc en solución debido a falta de control en los espesadores, no son significantes comparadas con las pérdidas actuales y con el precio del metal Zn. Además tomando en cuenta la cantidad de residuo tratado y el adecuado diseño de los espesadores, un mayor control

podrá ser logrado.

- Los costos de inversión, mantenimiento y operación resultan considerablemente mayores cuando el circuito CCD es equipado con filtros de vacío (Drum filters) en lugar de espesadores.

Las diferencias entre los costos estimados para un circuito de lavado con CCD con 4 espesadores de 100 pies y un circuito equivalente de filtros, son:

Costo de Inversión	11'278,080 soles
Costo de Mantenimiento	351,432 soles/año
Costo de Operación	3'403,620 soles/año
Costo de Operación y Mantenimiento	3'755,052 soles/año

es decir 3'755,052 soles/año serán adicionalmente gastados si se usa filtros en lugar de espesadores, aparte de que 11'278,080 soles adicionales serán invertidos.

- Teniendo en cuenta el interés que puede generar este capital, sobre una base de 10 años de vida de la Planta, podemos estimar el ahorro obtenible durante este tiempo a un 10% de interés compuesto.

El valor actual de esta diferencia en inversión es:

$$S = P (1 + i)^n$$

donde:

S = Valor actual del capital P mas el interés generado

P = Capital

i = Factor de interés compuesto

n = Número de períodos (o años)

luego:

$$S = (11'278,080) (1 + 0.10)^{10}$$

$$S = (11'278,080) (2.6) = 29'323,008 \text{ soles}$$

Lo cual representa una diferencia significativa.

Esta diferencia es mucho mayor si consideramos el valor actual del capital adicionalmente invertido en operación y mantenimiento.

Luego asumiendo que estos costos no se incrementen* tendremos que el valor actual de la diferencia del costo anual de mantenimiento y operación de acuerdo al interés compuesto del 10% será:

$$3'755,052 \left[(1.10)^{10} + (1.10)^9 + (1.10)^8 + (1.10)^7 + (1.10)^6 + (1.10)^5 + (1.10)^4 + (1.10)^3 + (1.10)^2 + (1.10) \right]$$

$$3'755,052 \left[2.6 + 2.4 + 2.2 + 2.0 + 1.8 + 1.7 + 1.5 + 1.4 + 1.3 + 1.2 \right]$$

$$(3'755,052) (18.1) = 67'966,441 \text{ soles}$$

Los cuales sumados al valor actual de la inversión resultan:

$$= 67'966,441 + 29'323,008 \text{ soles}$$

= 97'289,449 soles, el cual es el capital adicional que deberá gastarse en el lapso de 10 años, cuando se usan filtros, en lugar del circuito CCD con espesadores.

5. CONCLUSION

Del análisis anterior se desprende que es recomendable desde todo punto de vista, un "CIRCUITO DE LAVADO POR DECANTACION EN CONTRACORRIENTE USANDO ESPESADORES", para la solución de los problemas mencionados.

* Si consideramos un incremento del 7% anual, esta diferencia será considerablemente mayor.

A. INTRODUCCION

Varios autores de diversas partes del Mundo, han recomendado fórmulas para la determinación del número de etapas y el volumen de agua de lavado necesario para un circuito de lavado en CCD (Ver referencias 9 y 10), sin embargo como se verá en el siguiente capítulo dichas fórmulas no son del todo satisfactorias, pues a menudo asumen condiciones especiales para la determinación de los parámetros del circuito. Ninguna de ellas toma en consideración la necesidad de que la solución final proveniente del circuito sea de una concentración determinada, limitándose únicamente a obtener una recuperación adecuada. Como ya fue mencionado la Planta que es materia de nuestro estudio requiere por razones del proceso posterior (Electrodeposición) obtener una concentración mínima.

Estas fueron las razones que obligaron a deducir una ecuación de la performance de un Sistema CCD aplicable a nuestro problema, el cual sin embargo, puede ser aplicado a cualquier tipo de separación y lavado sólido/líquido dado su carácter general.

En cuanto al Diseño del Equipo, lo más importante es relativo al diámetro de los espesadores. Igualmente se vió la necesidad de adoptar un método adecuado y racional para el Diseño de Espesadores, el cual fue deducido de acuerdo a referencias previas. Sin embargo en la bibliografía citada no se analiza en detalle la influencia de la densidad del líquido y del porcentaje de sólidos de la pulpa que se desea sedimentar; el presente trabajo evalúa y cuantifica esta influencia mediante una ecuación matemática deducida de un diseño Hexagonal Experimental.

Aunque el lavado en CCD, se hace generalmente con el residuo sólido de filtración, se ha visto más conveniente realizar el lavado sobre las arenas de un espesador que reemplaza a los filtros actuales.

Esto se justifica por las siguientes razones:

- La pulpa descargada de los filtros Burt es demasiado diluída (3.4 gr Zn/lt y 4.34 % sólidos) y obtener una solución final concentrada a partir de ella será imposible, pues la concentración de Zinc será siempre menor que la correspondiente a la pulpa original (3.4 gr/lt) y una concentración mediante evaporación sería antieconómica por la excesiva dilución de la pulpa (4.34 % sólidos).
- Por último el costo de operación y mantenimiento (Ver Capítulo I) del circuito de filtros actual es excesivo, y rémplazarlos por un espesador significará un notable ahorro en dicho costo.

B. DEDUCCION DE LA ECUACION DE PERFORMANCE
DEL CIRCUITO DE LAVADO C C D

Anteriormente se justificó el desarrollo de una función matemática para evaluar la performance de este circuito, a continuación se detalla el procedimiento teórico seguido.

1. TERMINOLOGIA

Los símbolos son usados en la forma indicada en el diagrama de flujo propuesto, y se definen del siguiente modo:

S = Flujo del material sólido inerte* contenido en la pulpa (toneladas/hora)

q_o = Dilución de las arenas del espesador principal (toneladas de solución/ toneladas de sólidos inertes)

W_o = $q_o S$ = Flujo de solución contenido en las arenas del espesador principal y que es alimentado al 1er. espesador del circuito C (Toneladas de $ZnSO_4$ / tonelada de solución/hora)

W = Flujo de agua de lavado, alimentada por el último espesador del circuito (toneladas/hora)

C_o = Concentración de $ZnSO_4$ en la solución W_o , alimentada al circuito CCD (toneladas de $ZnSO_4$ /tonelada de solución)

m = El espesador o etapa "m" del circuito de lavado CCD (donde $m = 1, 2, 3, \dots, m - 1, m$)

M = Número de espesadores considerados en el circuito CCD.

C_m = Concentración de $ZnSO_4$ en la solución del espesador "m" (toneladas de $ZnSO_4$ / tonelada de solución)

C_M = Concentración de $ZnSO_4$ en la solución del último espesador M, (toneladas de $ZnSO_4$ / tonelada de solución)

W_m = Flujo del rebose del espesador "m", (toneladas de solución/hora).

* Se considera inerte el material sólido que no se solubiliza y cuyo peso se asume que permanece constante.

q = Dilución de las arenas de todos los espesadores del circuito CCD (toneladas de solución/tonelada de sólido inerte)

R = Recuperación de $ZnSO_4$, obtenida en el rebose del espesador del 1er espesador del circuito CCD, respecto a la cantidad alimentada con las arenas del espesador principal, (%).

r = $R/100$.

2. DIAGRAMA DE FLUJO PROPUESTO

En la figura 18, se ha dibujado el diagrama de flujo propuesto para el lavado en CCD. El cambio introducido aquí, respecto a los circuitos convencionales, se refiere al espesador principal, para reemplazar los filtros actuales en la separación de la solución concentrada del residuo, provenientes de la lixiviación de Calcina.

Las arenas del espesador principal que contienen una solución con alta concentración de Zinc, se alimenta al circuito CCD, donde es sometida a un lavado con una solución cada vez menos concentrada.

En resumen las arenas marchan en una dirección, y la solución en sentido contrario, la concentración de las primeras disminuye y la última incrementa sucesivamente su contenido de Zinc.

3. DESARROLLO

Las siguientes consideraciones* deben tenerse en cuenta antes de realizar el balance de materia para la deducción de la relación matemática mencionada:

- Se considera que no hay segregación en la fase líquida y que sus propiedades son las mismas en cualquier zona del espesador.
- No se produce cristalización del $ZnSO_4$.

* Dichas consideraciones no discrepan significativamente de las condiciones reales; si la mezcla sólido/líquida se hace en agitadores y

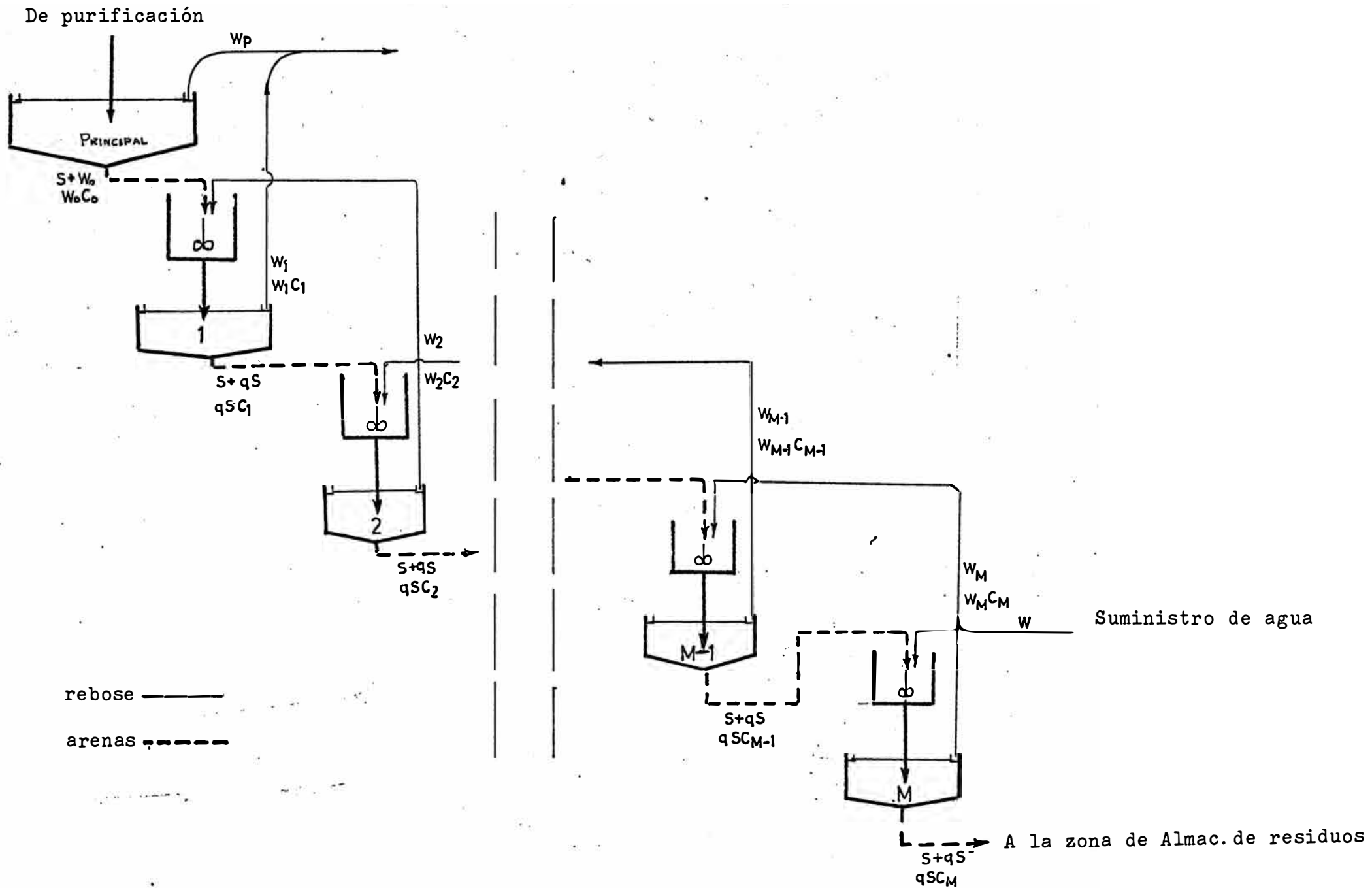


Fig.18.- Circuito de lavado por Decantación en Contracorriente. Diagrama de flujo propuesto.

- No se produce lixiviación del $ZnSO_4$ ó ZnO contenidos en el residuo sólido original.

- No se producen significativas pérdidas de evaporación (en caso de producirse será de beneficio al proceso)

Sobre esta base realizamos sucesivos balances de materia considerando circuitos CCD con 1, 2, ... 14, 15, etc., etapas y teniendo en cuenta que:

Peso de material entrante = Peso de material saliente

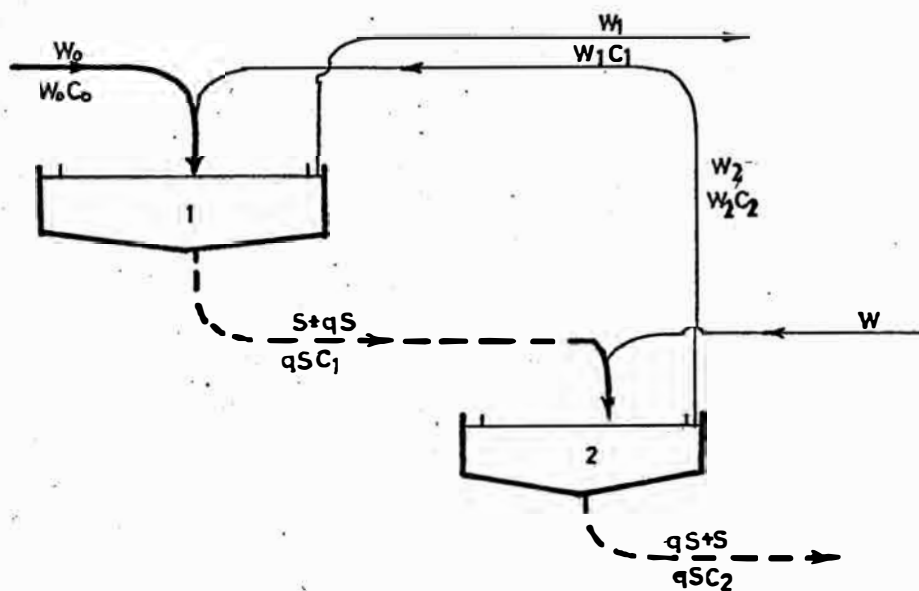
Peso de Zinc en solución, entrante = Peso de Zinc en solución, saliente.

Flujo constante de las arenas = $S + q.S$ toneladas.

(incluyendo la solución impregnada)

Así tendremos:

a.- Circuito con dos Espesadores



1er espesador

$$S + W_0 + W_2 = W_1 + S + qS$$

$$W_1 = W_0 + W_2 - qS \quad (\text{Ec. 1})$$

con temperaturas relativamente altas. (continuación)

$$W_0 C_0 + W_2 C_2 = W_1 C_1 + q.S.C_1$$

$$W_0 C_0 + W_2 C_2 = (W_1 + q.S.)C_1 \quad (\text{Ec. 2})$$

2do. espesador

$$S + q.S + W = W_2 + S + q.S$$

$$W = W_2$$

$$q.S.C_1 = W_2 C_2 + q.S.C_2$$

$$C_1/C_2 = (W_2 + q.S)/q.S$$

de donde se deduce que:

$$C_1/C_2 = (W + q.S) / q.S$$

$$W = W_2$$

$$W_1 = W_0 + W - q.S$$

generalizando para circuitos con mayor número de etapas se tendrá:

$$W = W_2 = W_3 = W_4 \dots = W_{m-1} = W_m$$

$$W_1 = W_0 + W - qS$$

y la relación entre la concentración de las soluciones del primer y último espesador del circuito CCD serán para cada número de etapas, las siguientes:

Circuito con dos etapas (M = 2)

$$\frac{C_1}{C_2} = \frac{(W + q.S)}{q.S}$$

$$C_2 = q.S$$

Circuito con tres etapas (M = 3)

$$\frac{C_1}{C_3} = \frac{W^2 + W (q.S) + (q.S)^2}{(q.S)^2}$$

$$C_3 = (q.S)^2$$

Circuito con cuatro etapas (M = 4)

$$\frac{C_1}{C_4} = \frac{W^3 + W^2 (q.S) + W (q.S)^2 + (q.S)^3}{(q.S)^3}$$

Circuito con cinco etapas (M = 5)

$$C_1/C_5 = \frac{W^4 + W^3 \cdot (q.S) + W^2 \cdot (q.S)^2 + W \cdot (q.S)^3 + (q.S)^4}{(q.S)^4}$$

Circuito con seis etapas (M = 6)

$$C_1/C_6 = \frac{W^5 + W^4 \cdot (q.S) + W^3 \cdot (q.S)^2 + W^2 \cdot (q.S)^3 + W \cdot (q.S)^4 + (q.S)^5}{(q.S)^5}$$

y así sucesivamente.

Luego generalizando, podemos asumir que:

Circuito con M etapas (M = M)

$$C_1/C_M = \frac{W^{M-1} + W^{M-2} \cdot (q.S) + W^{M-3} \cdot (q.S)^2 + \dots + W \cdot (q.S)^{M-2} + (q.S)^{M-1}}{(q.S)^{M-1}} \quad (\text{Ec. 3})$$

Si en la Ecuación 3, reemplazamos M = 1, 2, 3... 17, 18, 19, 20 obtenemos las mismas relaciones obtenidas del balance de materia; podemos entonces estar seguros de la validez de esta ecuación (por lo menos hasta M = 20)

El numerador del término de la derecha, en la ecuación 3, corresponde al desarrollo de la suma de una progresión geométrica con las siguientes características:

Primer término = W^{M-1}

Razón geométrica = $q.S/W$

Ultimo término = $(q.S)^{M-1}$

Número de términos = M

Luego dicho numerador será igual a la suma de los términos de esta progresión, cuya fórmula es:

$$\text{Suma} = \frac{r \cdot l - a}{r - 1}$$

donde: l = último término

r = razón geométrica

a = primer término

Entonces reemplazando:
$$\text{Suma} = \frac{\frac{q.S}{W} (q.S)^{M-1} - (W)^{M-1}}{\frac{q.S}{W} - 1}$$

$$\text{Suma} = \frac{\left(\frac{q \cdot S}{W}\right)^M - (W)^{M-1}}{\frac{q \cdot S}{W} - 1}$$

y finalmente:

$$\text{Suma} = \frac{(q \cdot S)^M - (W)^M}{q \cdot S - W}$$

Reemplazando este valor en la Ecuación 3

$$C_1/C_M = \frac{(q \cdot S)^M - (W)^M}{q \cdot S - W} \cdot \frac{1}{(q \cdot S)^{M-1}}$$

Dividiendo entre, W^M :

$$C_1/C_M = \frac{(q \cdot S/W)^M - 1}{q \cdot S - W} \cdot \frac{W^M}{(q \cdot S)^{M-1}}$$

Luego la ecuación resultante para un circuito CCD con "M" etapas será:

$$C_1/C_M = \frac{(q \cdot S/W)^M - 1}{(q \cdot S/W) - 1} \cdot \left(\frac{W}{q \cdot S}\right)^{M-1}$$

(Ecuación 4)

Deducción de la ecuación de restricción

La ecuación de restricción se obtiene introduciendo el valor de la recuperación "R" (ó "r") deseado, en el balance del circuito CCD considerado como una sola unidad, ésto es:

$$r = \frac{\text{Peso de ZnSO}_4 \text{ recuperado en el rebose de 1er espesador}}{\text{Peso de ZnSO}_4 \text{ alimentado al circuito CCD*}}$$

y las pérdidas de ZnSO_4 serán:

.(Ecuación 5a)

$$1-r = \frac{\text{Peso de ZnSO}_4 \text{ que sale con las arenas del último espesador}}{\text{Peso de ZnSO}_4 \text{ alimentado al circuito CCD*}}$$

(Ecuación 5b)

* Con las arenas del espesador principal.

donde:

(Ec.6) - Peso de $ZnSO_4$ en las arenas finales = $(q \cdot S) \cdot C_M$

(Ec.7) - Peso de $ZnSO_4$ alimentado al CCD = $(q_o \cdot S)C_o = W_o \cdot C_o$

(Ec.7) - Peso de $ZnSO_4$ alimentado al CCD = $(W_o C_o) = W_1 \cdot C_1 + q \cdot S \cdot C_M$

y teniendo en cuenta que:

Peso de material entrante = Peso de material saliente

$$\cancel{S} + W_o + W = W_1 + q \cdot S + \cancel{S}$$

$$W_1 = W_o + W - q \cdot S \quad (\text{Ecuación 8})$$

De las ecuaciones 6, 7 y 8 reemplazadas en la Ec. 5a:

$$1 - r = \frac{(q \cdot S) \cdot C_M}{(W_o + W - q \cdot S) C_M - C_1} \quad (\text{Ecuación 9})$$

Dividiendo entre C_M el numerador y denominador:

$$1 - r = \frac{q \cdot S}{(W_o + W - q \cdot S) (C_1/C_M) + q \cdot S}$$

y finalmente:

$$C_1/C_M = \frac{r}{1-r} \frac{q \cdot S}{W_o + W - q \cdot S} \quad (\text{Ecuación 10})$$

que resulta ser la ecuación de restricción:

Igualando las ecuaciones 10 y 4 obtenemos:

$$\left(\frac{q \cdot S/W}{q \cdot S/W - 1} \right)^M - 1 \cdot \left[\frac{W}{q \cdot S} \right]^{M-1} \left[\frac{r}{1-r} \right] \left[\frac{q \cdot S}{W_o + W - q \cdot S} \right]$$

$$\frac{r}{1-r} = \left[1 - \left(\frac{W}{q \cdot S} \right)^M \right] \left[\frac{W_o + W - q \cdot S}{q \cdot S - W} \right] \quad (\text{Ecuación 11})$$

que resulta ser LA ECUACION DE PERFORMANCE DEL CIRCUITO CCD.

Esta ecuación puede ser expresada como:

$$\text{Número de etapas (M)} = \frac{\text{Log} \left[1 - \left(\frac{r}{1-r} \right) \left(\frac{q \cdot S - W}{W_o + W - q \cdot S} \right) \right]}{\text{Log} (W/q \cdot S)} \quad (\text{Ecuación 12})$$

Por otro lado el valor de la concentración del primer rebose (C_1) debe ser relacionada con "r", entonces en la ecuación 5a:

$$r = \frac{(W_0 + W - q \cdot S) C_1}{W_0 \cdot C_0}$$

$$C_1 = \left(\frac{W_0 \cdot C_0}{W_0 + W - qS} \right) \cdot r$$

(Ecuación 13)

Con esta ecuación el proceso de lavado en CCD queda totalmente cuantificado.

Resultados.- El proceso queda definido mediante las dos relaciones matemáticas siguiente :

$$\frac{r}{1-r} = \left(1 - \left(\frac{W}{q \cdot S} \right)^M \right) \left(\frac{W_0 + W - q \cdot S}{q \cdot S - W} \right)$$

(Ecuación 11)

$$C_1 = \left(\frac{W_0 \cdot C_0}{W_0 + W - q \cdot S} \right) \cdot r$$

(Ecuación 13)

C. DISCUSION DE LAS ECUACIONES

1.- Comparación con la ecuación aproximada.- La ecuación (11) puede expresarse de la siguiente forma:

$$r = 1 - \left(\frac{q \cdot S}{W} \right)^M + \left[1 - \left(\frac{q \cdot S}{W} \right)^M \right] \left[\frac{W_0 \cdot (1-r)}{W - qS} \right] \quad \text{(Ecuación 14)}$$

Cuando la recuperación es cercana a 100% ($r \rightarrow 1$), M y W son relativamente grandes y W_0 pequeño el segundo término se aproxima a cero, obteniéndose la fórmula aproximada:

$$r = 1 - (q \cdot S / W)^M \quad \text{(Ecuación 15)}$$

Esta fórmula es usada por algunos autores (Referencia 7) que la definen como aproximada. Sin embargo en nuestro caso el aceptar esa afir-

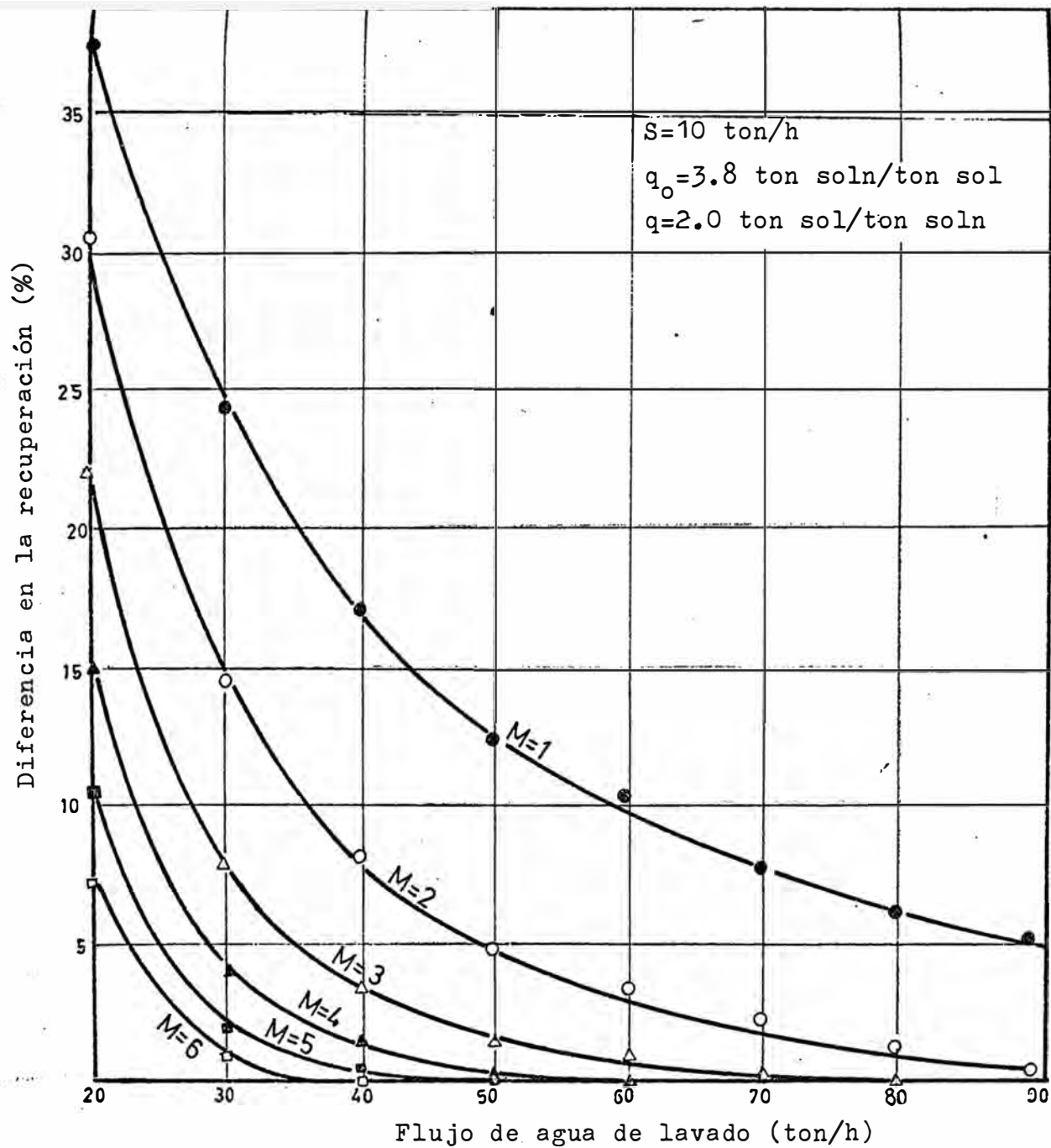


Fig.19.- Diferencia entre valores de recuperación calculados con la fórmula propuesta y la anróximada

mación significaría que la cantidad de $ZnSO_4$ (W_o) alimentadas con las arenas del espesador principal no tiene influencia en el valor calculado de la recuperación, lo cual es absolutamente falso. Lo que ocurre es que en la mayoría de las Plantas Industriales el valor de "W" es muy pequeño, porque proviene de residuos con bajo contenido del elemento que se requiere recuperar.

Si nosotros usáramos la ecuación 15, estaríamos limitando el rango de variación de nuestras condiciones, únicamente por el uso de la fórmula no adecuada.

Los valores de "r" calculados con las fórmulas mencionadas y el efecto que podrían tener en la economía de un proyecto, se ilustran en las tablas XXIII, XXIV y XXV.

Para el cálculo de dichas recuperaciones se toma como base los siguientes valores, que están en nuestro rango de trabajo:

$$S = 10 \text{ ton sólidos/hora}$$

$$q_o = 3.8 \text{ ton solución/ton sólidos (20.83\% sólidos)}$$

$$q = 2.0 \text{ ton solución/ton sólidos (33.33\% sólidos)}$$

$$q_o \cdot S = W_o = 38 \text{ ton solución/hora}$$

$$q \cdot S = 20 \text{ ton solución/hora}$$

M y W son variables

De esta manera se pueden calcular los valores tabulados en las tablas mencionadas.

T A B L A XXIII

Cálculo de la Recuperación de $ZnSO_4$, usando fórmula aproximada

W M	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>	<u>5</u>	<u>6</u>	<u>7</u>
20	0	0	0	0	0	0	0
30	33.00	55.11	69.92	79.85	86.50	90.95	93.94
40	50.00	75.00	87.50	93.75	96.88	98.44	99.22
50	60.00	84.00	93.60	97.44	98.98	99.59	99.84
60	67.00	89.11	96.41	98.81	99.61	99.87	99.96
70	71.00	91.59	97.56	99.29	99.79	99.94	99.98
80	75.00	93.75	98.43	99.61	99.90	99.93	99.99
90	78.00	95.16	98.94	99.77	99.95	99.99	100.00
100	80.00	96.00	99.20	99.84	99.97	99.99	100.00

T A B L A XXIV

Cálculo de la Recuperación de ZnSO₄, Usando la Fórmula Propuesta

<u>W</u> <u>M</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>	<u>5</u>	<u>6</u>	<u>7</u>
20	65.51*	79.17*	85.07*	88.37*	90.48*	91.94*	93.01*
30	70.59	85.71	91.94	95.12	96.94	98.03	98.72
40	74.36	89.69	95.31	97.75	98.90	99.46	99.73
50	77.32	92.26	97.08	98.85	99.55	99.82	99.93
60	79.59	93.98	98.07	99.36	99.79	99.96	99.98
70	81.48	95.19	98.66	99.51	99.89	99.97	99.99
80	83.02	96.07	99.04	99.76	99.94	99.99	100.00
90	84.35	96.74	99.28	99.84	99.96	100.00	100.00
100	85.55	97.26	99.46	99.89	99.98	100.00	100.00

La diferencia entre ambos valores de la recuperación se registra en la Tabla XXV y se ha dibujado en la figura .

T A B L A XXV

Diferencia entre los Valores de la Recuperación Cálculados por la Fórmula Aproximada y la Propuesta

<u>W</u>	<u>1</u>	<u>2</u>	<u>3</u>	<u>4</u>	<u>5</u>	<u>6</u>	<u>7</u>
20	65.51	79.17	85.07	88.37	90.48	91.94	93.01
30	37.59	30.60	22.02	15.27	10.44	7.08	4.78
40	24.36	14.69	7.81	4.00	2.02	1.02	0.51
50	17.32	8.26	3.48	1.41	0.57	0.23	0.09
60	12.54	4.87	1.66	0.55	0.18	0.09	0.02
70	10.48	3.60	1.10	0.22	0.10	0.03	0.01
80	8.02	2.32	0.61	0.15	0.04	0.01	0.00
90	6.35	1.58	0.34	0.07	0.01	0.01	0.00
100	5.55	1.26	0.26	0.05	0.01	0.01	0.00

Como se observa la diferencia es significativa cuando se considera valores reducidos de "M" y "W", y se hace cada vez menor cuando estos valores se incrementan.

Si por ejemplo nosotros consideráramos tres etapas en el Circuito CCD, con 40 ton/hora de agua de lavado y en las condiciones anteriores, ten

dríamos:

$$\text{Concentración alimento} = 27 \% \text{ ZnSO}_4$$

$$\text{Flujo de solución alimenticia} = 38 \text{ ton/hora}$$

$$\text{Flujo de ZnSO}_4 = 0.27 \times 38 = 10.26 \text{ ton/hora}$$

$$\text{Diferencia en los valores de la recuperación} = 7.81 \%$$

$$\text{Diferencia en peso de ZnSO}_4 = 0.0781 \times 10.26 = 0.80 \text{ ton/hora}$$

$$\text{Diferencia en peso de Zn} = 0.404 \times 0.8 = 0.323 \text{ ton/hora}$$

$$\text{Precio del Zinc}^* = 434.2 \text{ dólares/ton}$$

$$\text{Diferencia en soles} = 45 \times 434.2 \times 0.323 \times 24 = 151,466 \text{ soles/hora}$$

Una diferencia de 151,466 soles/día, equivalentes a 54.5 millones de soles al año, lo cual significa que un proyecto puede resultar antieconómico cuando se usa la fórmula aproximada cuando en realidad la utilidad que se obtiene es apreciable (como en el caso expuesto)

2. Indeterminación en la ecuación aproximada.- En la ecuación aproximada, cuando $W = qS$, el valor de "r" es cero, sea cual fuera el valor de "M" lo cual es falso (Ver Tablas anteriores). Aun cuando se realiza la factorización, este valor de "r" persistirá por ejemplo**

$$M = 2$$

$$r = 1 - (qS/W)^2$$

$$r = \frac{(W - qS)(W + qS)}{W^2}$$

$$qS = W$$

$$r = \frac{(0)(2W)}{W^2}$$

$$r = 0$$

$$M = 3$$

$$r = 1 - (qS/W)^3$$

$$r = \frac{(W - qS)(W^2 + W \cdot qS + W^2)}{W^3}$$

$$qS = W$$

$$r = \frac{(0)(3W^2)}{W^3}$$

$$r = 0$$

* No se considera la contribución del H_2SO_4 que se produciría del $ZnSO_4$.

** Estos ejemplos se pueden generalizar para cualquier valor de M, par o impar.

En cambio si usamos la fórmula propuesta tendremos para los casos anteriores:

$$\begin{aligned} M &= 2 \\ \frac{r}{1-r} &= \left[1 - \left(\frac{W}{qS} \right)^2 \right] \left[\frac{W_0 + W - qS}{qS - W} \right] \\ &= \frac{(qS)^2 - (W)^2}{(qS)^2} \cdot \frac{(W_0 + W - qS)}{qS - W} \\ &= \frac{(qS)^2 - (W)^2}{qS - W} \cdot \frac{(W_0 + W - qS)}{(qS)^2} \end{aligned}$$

factorizando:

$$\begin{aligned} &= \frac{(qS + W)(qS - W)}{(qS - W)} \cdot \frac{(W_0 + W - qS)}{(qS)^2} \\ \frac{r}{1-r} &= \frac{(qS + W)(W_0 + W - qS)}{(qS)^2} \end{aligned}$$

$$qS = W$$

$$\frac{r}{1-r} = \frac{(2W)(W_0)}{(W)^2}$$

$$\frac{r}{1-r} = \frac{2W_0}{W}$$

finalmente:

$$r = \frac{2(W_0/W)}{1 + 2(W_0/W)}$$

y para $M = 3$

$$\begin{aligned} \frac{r}{1-r} &= \left[1 - (W/qS)^3 \right] \frac{W_0 + W - qS}{qS - W} \\ &= \frac{(qS)^3 - W^3}{qS - W} \cdot \frac{W_0 + W - qS}{qS^3} \end{aligned}$$

$$\frac{r}{1-r} = \frac{((qS)^2 + W(qS) + W^2)) (W_0 + W - qS)}{(qS)^3}$$

$$qS = W$$

$$\frac{r}{1-r} = \frac{3(W)^2 (W_0)}{(W)^3} = 3 (W_0/W)$$

y finalmente:

$$r = \frac{3 (W_0/W)}{1 + 3 (W_0/W)}$$

En general tendremos que cuando $qS = W$, el valor de "r" queda determinado por:

$$r = \frac{M (W_0/W)}{1 + M (W_0/W)}$$

Un valor diferente de cero que solo será obtenible con la relación matemática propuesta. Hay que señalar la importancia de este hecho pues si no se dispusiera con suficiente volumen de agua disponible para el lavado, el Proyecto CCD podría quedar terminado, cuando en realidad una recuperación apreciable puede ser alcanzada.

Además como se mencionó anteriormente la bibliografía mencionada no toma en cuenta la concentración de la solución de lavado, por ello admite que grandes volúmenes de agua pueden ser usados y la fórmula aproximada daría valores aceptables (W siempre mayor que qS).

En nuestro caso, como se verá más adelante es de suma importancia obtener una solución concentrada del lavado, por ello la limitación del volumen de agua usado será considerado.

3. Efecto de las variables.- La ecuación 13 puede ser expresada en la siguiente forma:

$$K = \frac{r}{1-r} = \frac{\text{Recuperación}}{\text{Pérdidas}} = \left[\left(\frac{W}{qS} \right)^M - 1 \right] \left[\frac{W_0 + W - qS}{W - qS} \right] \quad (\text{Ecuación 16})$$

de donde se deduce que cuanto mayor sea el valor de "K", mayor será el valor de la recuperación. Luego podemos determinar el efecto de las siguientes variables.

Efecto del Número de Etapas (M).- Conforme se incrementa el número

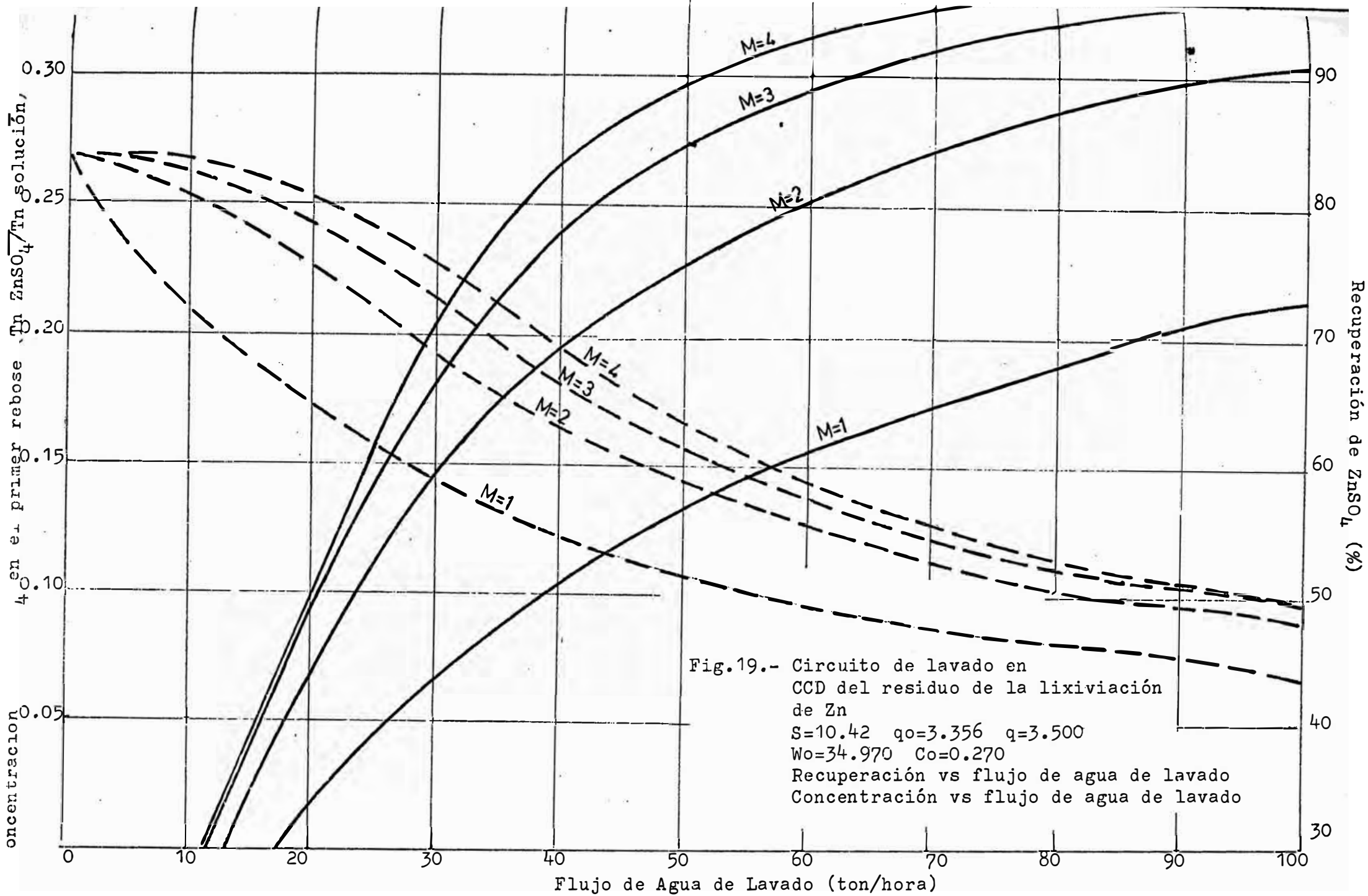


Fig.19.- Circuito de lavado en CCD del residuo de la lixiviación de Zn
 $S=10.42$ $q_0=3.356$ $q=3.500$
 $W_0=34.970$ $C_0=0.270$
 Recuperación vs flujo de agua de lavado
 Concentración vs flujo de agua de lavado

de etapas, se incrementarán la recuperación y la concentración final de la solución de lavado, cuando las demás condiciones permanecen constantes. En la figura 19 , se han graficado algunas curvas para visualizar este efecto.

- Efecto de la cantidad de solución alimentada (Wo).- En la ecuación 16 se aprecia que "K" se incrementa con el incremento de "Wo", luego la recuperación será también mayor. Por otro lado la ecuación 11 equivale a:

$$C_1 = \frac{W_o C_o}{W_o + W - qS}$$

$$C_1 = \frac{C_o}{1 + (W - qS)/W_o} \quad (\text{Ecuación 17})$$

y este cociente aumenta cuando "Wo" aumenta, esto es la recuperación y la concentración en la solución de lavado del CCD se incrementa con el incremento de "Wo". Ver figura 20

- Efecto de la cantidad de agua de lavado (W).- En la ecuación 16, "W" aumenta en el numerador $(W/qS)^M$, exponencialmente, lo cual equivale a un incremento de la recuperación; en la ecuación 17 en cambio la concentración disminuye con el incremento de "W", Ver figura 19

- Efecto de la dilución de las arenas (q).- Los valores ploteados en la figura 20 , indican que cuando "q" disminuye, la recuperación aumenta pero la concentración disminuye. Hay que indicar que con $q = 1.5$ sólo se requieren dos etapas a fin de recuperar el 96% del $ZnSO_4$ alimentado, en las condiciones señaladas. Sin embargo la concentración final será sólo de 12.34% $Zn SO_4$; de otra manera con mayores diluciones (q) será necesario mayor número de etapas para conseguir 96% de recuperación, obteniéndose una concentración también mayor que 12.34% $ZnSO_4$.

Un efecto importante de "q" ocurre cuando se considera el diseño de los espesadores, pues como se detalla en el capítulo siguiente una dilución mayor de las arenas, reducirá considerablemente el área requerida para el espesador.

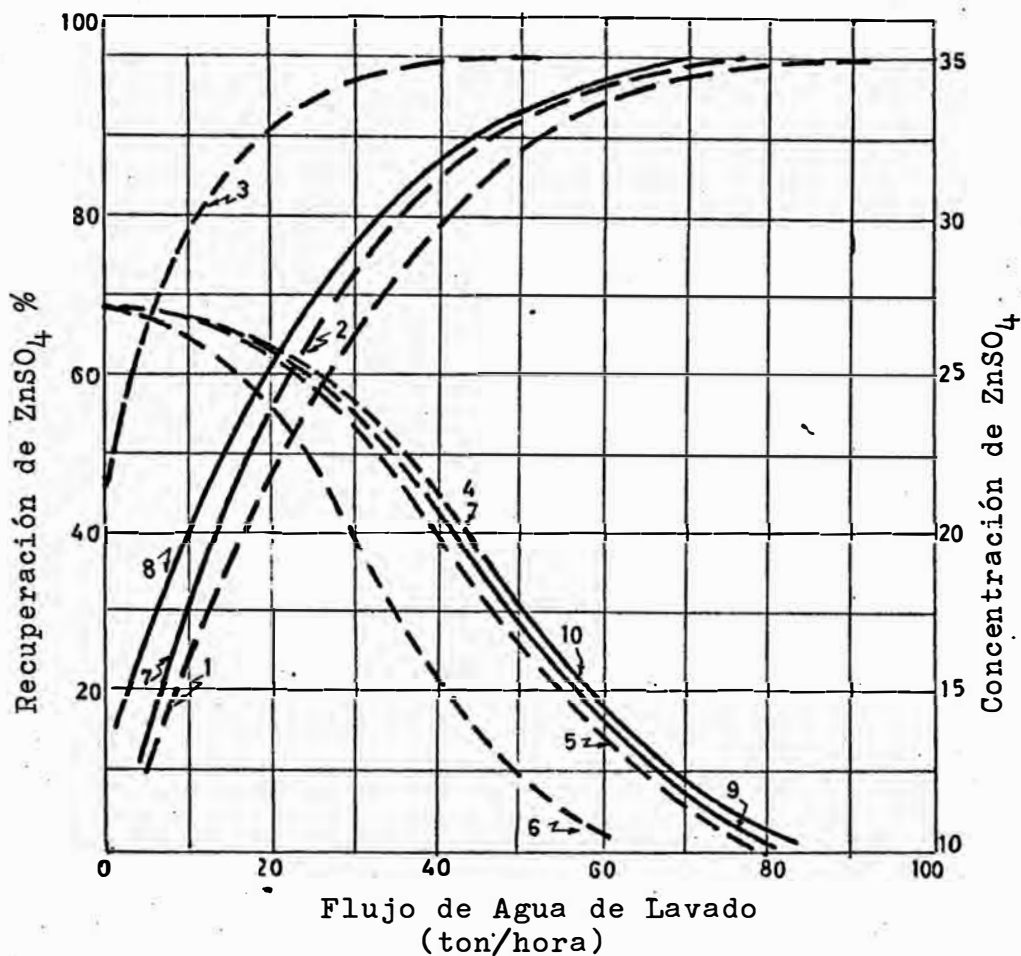


Fig.20.- Efecto de la dilución de las arenas del espesador principal (q_0) y del circuito CCD (q) y del flujo de agua de lavado (W) sobre la recuperación y concentración de $ZnSO_4$ en el 1er. rebose.

$C_0 = 0.270$ $S = 10.420$ $M = 5$ etapas
 $W_0 = q_0 \cdot S$.

Recuperación de $ZnSO_4$		Concentración de $ZnSO_4$	
1 $q = 3.845$	-----	4 $q = 3.845$	
2 $q = 3.500$	$q_0 = 3.845$	5 $q = 3.500$	
3 $q = 1.750$		6 $q = 1.750$	
<hr/>		<hr/>	
7 $q_0 = 3.356$	$q = 3.500$	9 $q_0 = 3.356$	
8 $q_0 = 3.845$		10 $q_0 = 3.845$	

4. Relación Concentración - Recuperación.- Una vez que los valores de "W_o" y "q_S" hayan sido establecidos, la concentración y recuperación - deseadas podrán obtenerse por elección adecuada de las variables "M" y "W". Sin embargo hay que señalar que en estas condiciones existe un compromiso entre recuperación y concentración. Es decir el incremento de una, cuando "M" es constante, determina la disminución de otra. Esta relación puede ser apreciada en la figura 21, donde se asume que nuestras restricciones para el CCD son:

Recuperación mínima aceptable = 95%

Concentración mínima aceptable = 20% ZnSO₄

Se observa que para un valor del agua de lavado "W" mayor que W_{min}, la recuperación será siempre mayor que C₁ = 20.0 %. Luego W deberá estar entre los valores señalados.

D. Evaluación del Circuito CCD Mediante
el Uso de un Programa de Computadoras

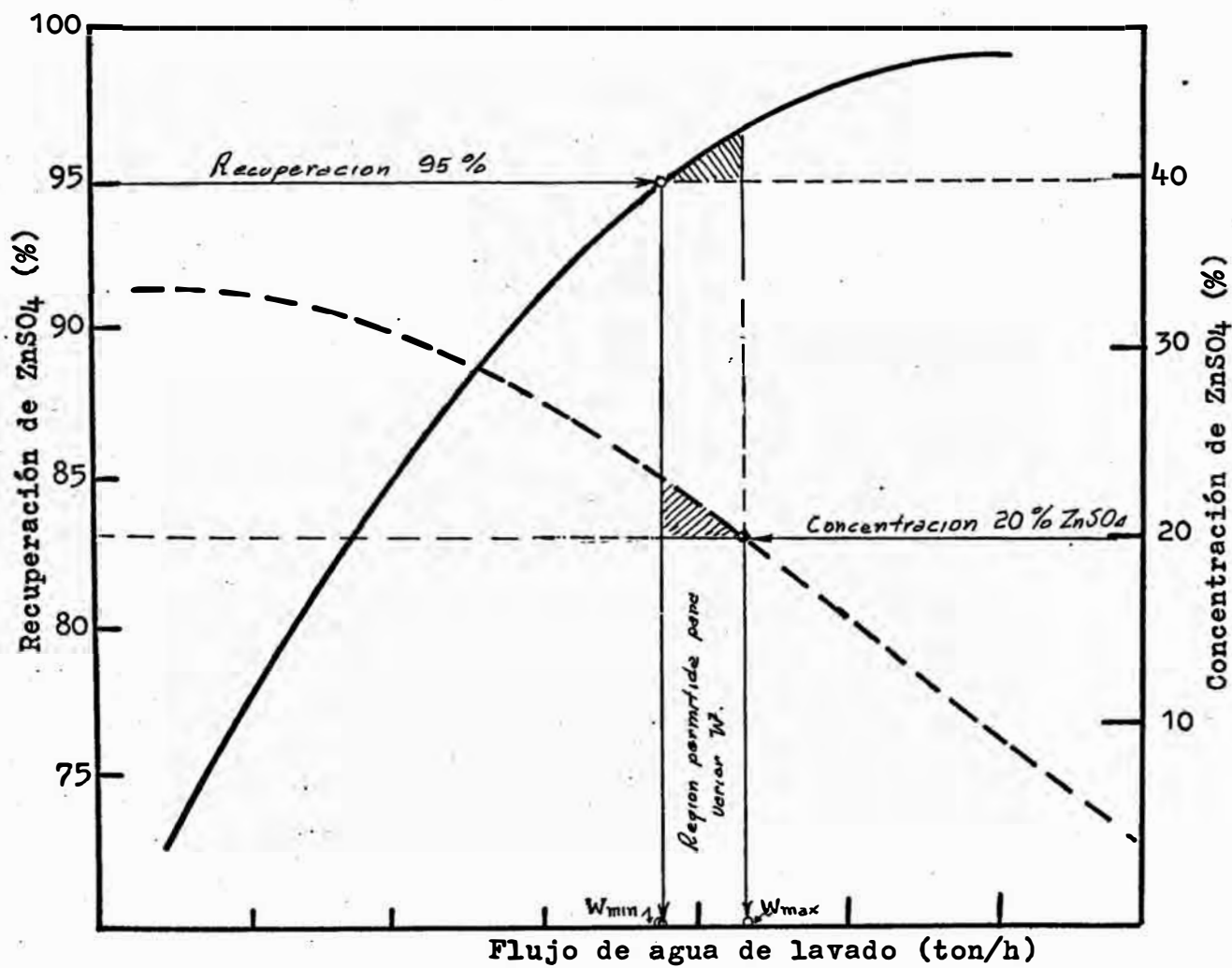
Se vió la necesidad de confeccionar un programa de computadoras a fin de poder evaluar el efecto de todas las variables del circuito CCD, en el caso de que se requiera un cálculo preciso. Sin embargo como se mencionó anteriormente, ésto no es necesario en nuestro caso especial - pues muchas de las variables quedan predeterminadas por las características del problema. Puesto que dicho programa es de aplicación general damos detalles sobre el particular.

1. Procedimiento.- El programa está destinado a evaluar las ecuaciones 11 y 13, para todas las combinaciones posibles de los valores asumidos para las variables del circuito CCD.

Dos datos de entrada deberán ser medidos en la Planta, éstos son:

S = Flujo de sólidos inerte (toneladas/hora)

C_o = Concentración del ZnSO₄ en la solución proveniente de la actual lixiviación de calcina de Zinc (toneladas de ZnSO₄/tone-



————— Curva de Recuperación de $ZnSO_4$
 - - - - - Curva de Concentración de $ZnSO_4$

Fig.21.- Relación recuperación-concentración de $ZnSO_4$ en el rebose del 1er espesador de un circuito de lavado en CCD.

lada de solución)

Otras dos variables del circuito "Wo" y q, pueden tomar valores diversos, influyendo asimismo en las dimensiones de los espesadores. Se pueden introducir funciones de la forma:

$$A = 20.0$$

$$16 \quad A = A + B$$

C O N T I N U E

con lo cual al utilizar una función DO ó GO TO que permita volver a la sentencia 16, el valor de la variable de punto flotante A, se incrementará en B unidades cada vez.

Aquí B es una constante de punto flotante (8., 2.0, etc).

La forma anterior ha sido adaptada para cuantificar la variación del flujo de agua de lavado, ésto es:

$$W = 0.000$$

$$10 \quad W = W + 1.000$$

El valor de W así calculado se compara cada vez con un valor máximo (100.0 en éste caso), si resulta menor el control vuelve a la sentencia 10, en caso que sea mayor la secuencia continúa con la siguiente proposición. De esta manera las ecuaciones serán calculadas para los valores de W:

$$W = 0.000, 1.000, 2.000, \dots, 99.000, 100.000$$

La misma función pero con variables y constantes de punto fijo se incluyen para las demás variables. Los valores de las variables "Wo" y "q" como se dijo anteriormente serán escritas en tarjetas de datos para simplificar el programa y únicamente se variará los subíndices que indicarán el orden en que deben leerse y procesarse.

La ecuación (11) se ha dividido en dos partes para facilidad de operación de la computadora, ésto es:

$$D = 1 - (W/qS)^M \quad \frac{W_0 + W - qS}{qS - W}$$

$$R = 100.00$$

$$1. + 1./D$$

En la figura 22 se muestra el diagrama de flujo correspondiente al programa IBM, en el cual las variables tienen las siguientes características:

<u>Variable</u>	<u>Símbolo</u>	<u>Dimensión</u>	<u>Régimen de variación</u>
W ₀	A(J)	25 valores	J se incrementa una unidad cada vez
q	Q(I)	25 valores	I se incrementa una unidad cada vez
M	M	20 valores	M se incrementa una unidad cada vez
W	W	100 valores	W se incrementa 1.00 cada vez

Este programa puede ser modificado añadiendo las funciones indicadas en la figura 23 las cuales básicamente son tarjetas que comparan los valores de la recuperación y de la concentración calculados cada vez, con dos valores asumidos de ellos. En la figura 23 se ha considerado que los valores mínimos requeridos son:

- 95.0 % para la recuperación, y
- 20.0 % para la concentración.

Con estas funciones el programa procesará todos los datos, pero sólo imprimirá las condiciones del circuito CCD que corresponden a un valor de la recuperación y concentración mayores o iguales que 95.0% y 20.0% respectivamente.

Los valores asumidos para R y C (95.0 y 20.0 %) dependerán de las características de cada circuito CCD y pueden ser cambiados a voluntad.

El programa imprime las siguientes respuestas y variables, las cuales definen totalmente a un determinado circuito CCD:

- W₀ = Solución alimentada al circuito (Ton/hora)
- q = Dilución de las arenas en el circuito (Ton solución/Ton sólido)
- M = Número de etapas

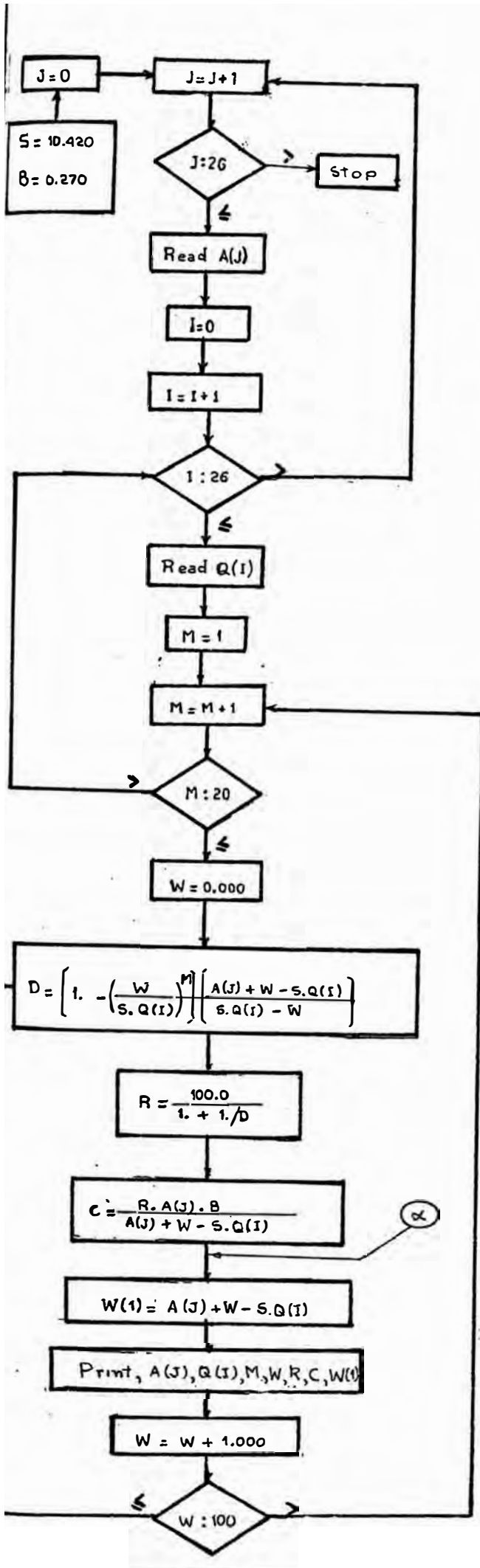


Fig. 22.- Programa IBM para evaluación del circuito CCD.

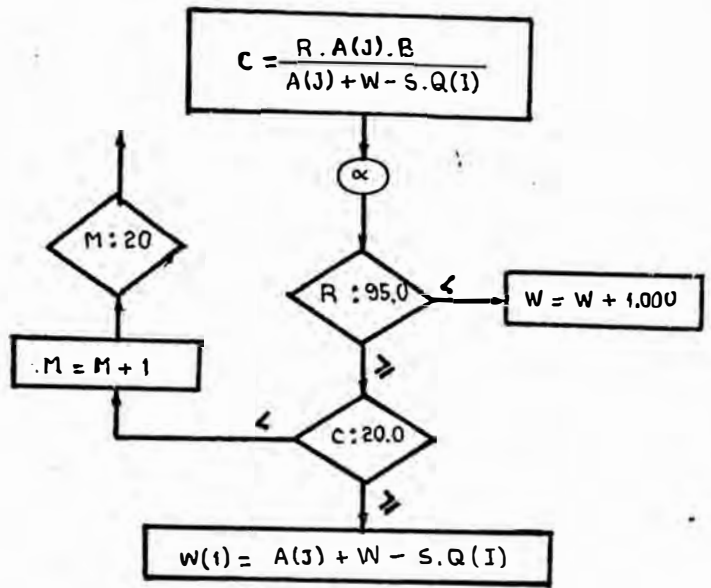


Fig. 23.- Programa IBM para optimización del circuito CCD.

SIMBOLOS

- S= Flujo de sólidos (ton/hr)
- B= Co=Concentración ZnSO₄ (ton ZnSO₄/tn S1)
- A(J)=W₀= Flujo de soln. rica (ton/hr)
- Q(I)=q= Dilución arenas CCD ($\frac{\text{ton soluc.}}{\text{ton/hora}}$)
- M=Número de espesadores del CCD
- W=Flujo de agua de lavado (ton/hr)
- R= Recuperación de ZnSO₄ (%)
- C= Conctr. de ZnSO₄ del 1er. rebose (%)
- W(1)= Flujo de 1er. rebose (ton/hr)

W = Flujo de agua de lavado (Ton/hora)

W_1 = Flujo de solución de lavado (Ton/hora)

C_1^* = Concentración de la solución de lavado (% $ZnSO_4$)

R = Recuperación de $ZnSO_4$ (%)

Finalmente debemos indicar que este programa puede ser utilizado para controlar la operación del Circuito CCD una vez que éste quede definido.

— 0 —

* Aunque en la fórmula original está expresado en Ton de $ZnSO_4$ /ton de solución, aquí se multiplica dicho valor por 100 (igual que "r" y el resultado se expresa en %).

C A P I T U L O VI

DISEÑO DE ESPESADORES Y MODELO

MATEMATICO DE SEDIMENTACION

A. INTRODUCCION

En la primera parte de este capítulo se resume el estudio realizado para determinar un método adecuado para el Diseño de Espesadores.

Se ha tomado como base pruebas experimentales realizadas por el autor sobre un relave de una Planta Concentradora, sin embargo la elección del método correcto puede ser generalizado a cualquier pulpa, pues como se verá, el método corregido ha sido elegido por la racionalidad y generalidad que presenta.

La segunda parte de este capítulo se refiere a la confección de un Diseño Hexagonal para las pruebas de Sedimentación del residuo de lixiviación de Calcina. A partir de los resultados de estas pruebas, un modelo matemático para predecir el área unitaria, y el diámetro del espesador, requeridos en función del contenido de sólidos y de $ZnSO_4$ de la pulpa inicial, fue determinado.

B. DISEÑO DE ESPESADORES

Se realizaron varias pruebas de asentamiento sin la adición de floculantes, a densidades comprendidas entre 30.6 y 60.0% sólidos.

La pulpa original de este relave tenía 30.6% de sólidos.

Basados en estas pruebas, se discuten tres métodos para el cálculo de las dimensiones del espesador, estos son:

1. Métodos de Coe y Clevenger (ver referencia 11 y 12).
2. Método de Talmage y Fitch (ver referencia 11 y 13)
3. Método de Moncrieff (ver referencia 14)

El primer método ha sido el más utilizado hasta la actualidad, sin embargo los resultados no fueron siempre satisfactorios. Los dos últimos, relativamente nuevos, son más racionales y precisos, requiriendo una sola prueba de asentamiento (realizada a la dilución original).

En los cálculos se han utilizado dos valores de la dilución de las are-

nas:

58.46 % sólidos, correspondiente a 18 horas de asentamiento.

56.16 % sólidos, valor asumido para las arenas finales.

1. APLICACION DEL METODO DE COE Y CLEVINGER

Seis pruebas con diluciones comprendidas entre 30.6 y 60.0% sólidos fueron realizadas, a fin de determinar el área unitaria* máxima. Los resultados calculados mediante la fórmula (1) son registrados en las Tablas.

Las velocidades de asentamiento son determinados de la pendiente de la parte recta de cada curva, altura de sólidos vs. Tiempo de asentamiento (curva normal de asentamiento), como se explica en la Fig. 24

$$A = 1.333 (F-D)/V \quad (\text{Fórmula 1})$$

donde:

A = Area unitaria del espesador ($\text{pie}^2/\text{Ton}/\text{día}$)

F = Dilución del alimento considerado (Peso de agua/peso de sólido)

D = Dilución de las arenas (Peso de agua/peso de sólido)

V = Velocidad de asentamiento (Pie/hora).

2. APLICACION DEL METODO DE TALMAGE Y FITCH

Todos los cálculos fueron realizados considerando una sola prueba de asentamiento (a la dilución original) y su correspondiente curva normal. El área unitaria es determinado para varios valores intermedios de la dilución de la pulpa usando cualquiera de las dos fórmulas que son dados a continuación. El área unitaria máxima así calculada corresponderá al requerida.

2a) Fórmula $A = (1/C_1 - 1/C_u)/V_1$

Aquí: A = Area unitaria ($\text{pie}^2/\text{Ton}/\text{día}$)

C_1 = Concentración de sólidos de la pulpa considerada (Ton.

Area unitaria, se define como el área del espesador (en pie^2) necesaria para sedimentar 1 tonelada (corta) de sólidos, desde la pulpa original hasta una determinada dilución final de las arenas.

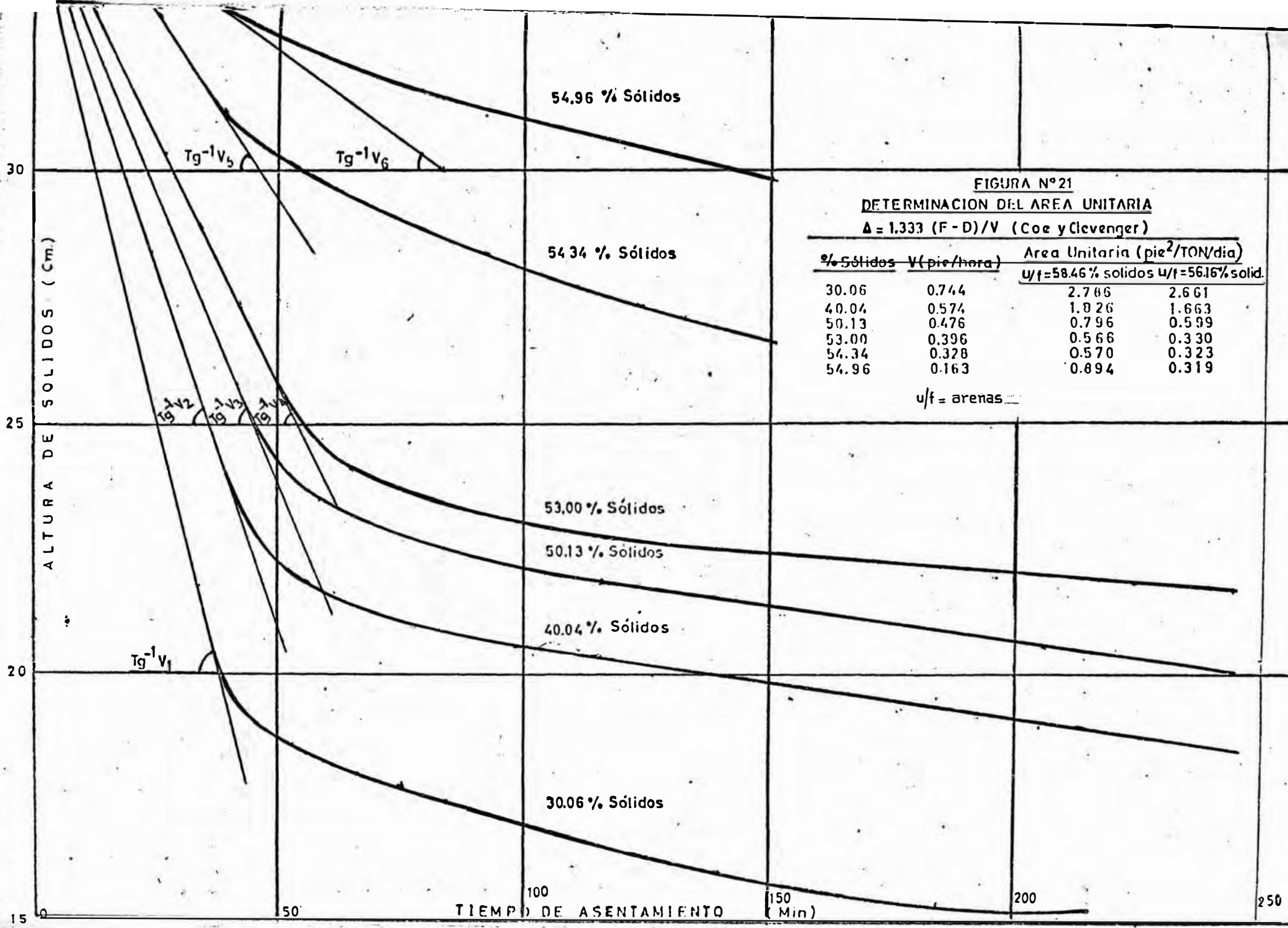


FIGURA N°21
 DETERMINACION DE LA AREA UNITARIA
 $\Delta = 1.333 (F - D) / V$ (Coe y Clevenger)

% Sólidos	V (pie/hora)	Area Unitaria (pie ² /TON/dia)	
		u/f = 58.46% solidos	u/f = 56.16% solid.
30.06	0.744	2.786	2.661
40.04	0.574	1.826	1.663
50.13	0.476	0.796	0.599
53.00	0.396	0.566	0.330
54.34	0.328	0.570	0.323
54.96	0.163	0.894	0.319

u/f = arenas

sólidos/pie³ pulpa).

V_1 = Velocidad de asentamiento (pie/hora)

El procedimiento a seguir es el siguiente (ver Fig.25)

1. Determinamos la altura H_1 , correspondiente a la concentración C_1 considerada, usando:

$$H_1 = H_0 \cdot C_0 / C_1 \quad (\text{Fórmula 2})$$

donde:

C_0 = concentración de sólidos en la pulpa original (Ton. sólidos/pie³ pulpa).

H_0 = Altura original* de la pulpa (cm)

2. Desde el punto D_1 correspondiente a H_1 en la escala de Dilución de pulpa, trazamos una tangente a la curva normal de asentamiento. La tangente de este ángulo nos dará el valor de la velocidad (V_1).
3. Reemplazamos todos los valores en la fórmula indicada y evaluamos el área.
4. La secuencia es repetida para varias diluciones de pulpa y al área máxima es determinada.

2b) Fórmula $A = T_u / H_0 \cdot C_0$

Aquí: A = Area unitaria (pie²/Ton/día)

C_0 = Concentración original de sólidos (Ton/pie³)

H_0 = Altura de la pulpa original (cm)

T_u = Tiempo correspondiente a la dilución considerada de las arenas (días)

El procedimiento que se sigue es el siguiente (ver Fig.25)

1. Determinamos la altura H_u de las arenas considerada, C_u , de acuerdo a:

$$H_u = H_0 \cdot C_0 / C_u$$

* En el cilindro graduado usado en las pruebas experimentales de Asentamiento.

2. Por H_u , trazamos una horizontal que cortará a la curva normal de asentamiento en S., determinando el segmento $\overline{RS} = \overline{OV}$, que resulta ser el valor de (T_u) max.

3. Puesto que este valor de T_u será el máximo para el underflow- (arenas) considerada, el área unitaria máxima será obtenida de:

$$A = (T_u) \text{ max.} / H_o \cdot C_o$$

4. El área unitaria correspondiente a cualquier dilución C_1 , puede ser obtenida trazando una tangente a la curva desde la altura H_1 , obtenida mediante la fórmula 1.

Esta tangente intersecta la horizontal \overline{RS} , en el punto Q, determinando el segmento \overline{RQ} , que leído en la abscisa es el valor de $(T_u)_1$.

$(T_u)_1$ reemplazado en la fórmula $A = (T_u) / H_o \cdot C_o$ nos daría el área unitaria correspondiente.

3. APLICACION DEL METODO DE MONCRIEFF

Es necesario construir dos curvas a partir de la curva normal de asentamiento correspondiente a la dilución original. Los detalles se dan a continuación:

3a. Construcción de la Curva Dilución Superficial vs. Velocidad de Asentamiento (Ver Fig.26)

- Tomamos un punto cualquiera Q sobre la curva normal y por él - trazamos una tangente a la curva la cual interceptará al eje de las ordenadas en el punto R. R será la dilución superficial correspondiente.

Determinamos K, al valor de la tangente ($\text{tg } \alpha$) que será la velocidad de asentamiento, ubicamos el valor de ella en el eje de las abscisas y por él levantamos una vertical KP.

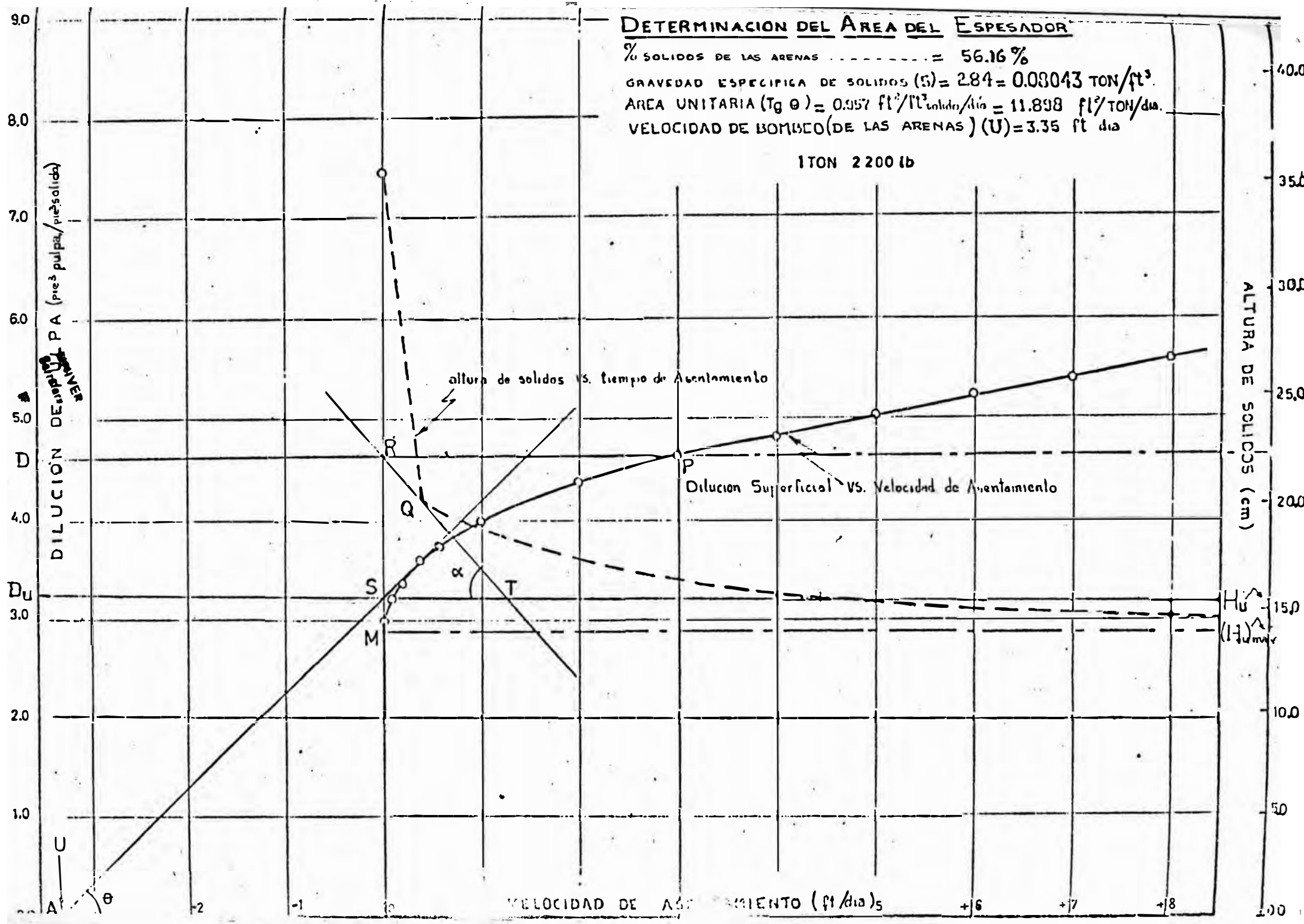
La intersección de la vertical KP con la horizontal trazada - por R, nos dará un punto de la curva.

- La secuencia es repetida hasta que la curva sea completada.

DETERMINACION DEL AREA DEL ESPESADOR

% SOLIDOS DE LAS ARENAS = 56.16 %
 GRAVEDAD ESPECIFICA DE SOLIDOS (S) = 2.84 = 0.03043 TON/ft³
 AREA UNITARIA (Tg θ) = 0.957 ft²/ft³ sólido/día = 11.898 ft²/TON/día.
 VELOCIDAD DE BOMBEO (DE LAS ARENAS) (U) = 3.35 ft día

1 TON 2200 lb



3b. Construcción de la Curva Dilución Superficial vs. Tiempo de Asentamiento (Fig. 25).

Sobre la curva normal de asentamiento se toma un punto cualquiera como B, y por él se traza la tangente BQ.

- De P intersección de la tangente con el eje de las ordenadas se traza una horizontal que intersecta en A, a la vertical levantada por B, Luego A será un punto de la curva.

- La secuencia es repetida hasta completar la curva AIK.

3c. Cálculo del Area Unitaria

Para determinar el área unitaria basta trazar una tangente a la curva Dilución superficial vs. velocidad de asentamiento (Fig. 26), por el punto S correspondiente a D_u , valor de la dilución de las arenas considerado. El valor de la tangente es el área unitaria requerida.

Luego:

$$A \text{ (pie}^2\text{/pie}^3 \text{ sólido/día)} = Tg \theta$$

$$A \text{ (pie}^2\text{/Ton sólido/día)} = Tg \theta / S$$

donde:

$$S = \text{Gravedad específica del sólido (Ton.sólido/pie}^3 \text{ sólido)}.$$

3d. Cálculo de la Profundidad Mínima

Esta determinación está controlada por la zona de compresión, que según Coe y Clevenger ó Talmage y Fitch, está bajo la línea LF (ver Fig.25) pudiendo obtenerse arenas de dilución (D_u) max., con un área determinada por una dilución mayor D_s .

Según esto podría obtenerse tales arenas por compresión de S a K y la profundidad requerida para esa zona sería igual a NY.

Adoptando un margen de seguridad nosotros consideramos como profundidad mínima la comprendida bajo el punto de inflexión B, en el cual la velocidad se reduce notablemente. El cálculo nos da un valor de WZ, mayor que NY.

El valor de la profundidad mínima está dado por:

$$P = \frac{\int_{D_s}^{D_u} D \cdot dt}{A} \quad \text{ó} \quad P = \frac{\int_{D_s}^{D_u} D \cdot dt}{(T_u) \max.} \cdot \frac{H_o}{D_o} \quad (\text{Fórmula })$$

donde:

D_u = Dilución de las arenas asumido $\left(\frac{\text{pie}^3 \text{ pulpa}}{\text{pie}^3 \text{ sólido}} \right)$

D_s = Dilución determinante del área $\left(\frac{\text{pie}^3 \text{ pulpa}}{\text{pie}^3 \text{ sólido}} \right)$

T_u = Tiempo correspondiente a la dilución asumida para las arenas

La profundidad puede ser calculada gráficamente como se indica a continuación:

1) Profundidad mínima de la zona bajo el punto S.- (Fig. 25)

- Por S se traza una tangente a la curva normal que interseca al eje de las diluciones en D_s .
- Por D_s se traza una horizontal que interseca a la curva dilución superficial vs. tiempo de asentamiento en el punto I.
- Por D_u (underflow asumido) trazamos una horizontal que interseca a dicha curva en F; y el área IFEV queda definida.
- Mediante integración gráfica se determina una altura \overline{MV} tal que:

$$(\overline{MS}) (\overline{SF}) = \text{Area ISF}$$

- Del origen se traza \overline{OM} cuya prolongación interseca a la vertical trazada por F en el punto Y, luego:

$$P = \frac{H_o}{D_o} \frac{\int_{D_s}^{D_u} D \cdot dt}{(T_u) \max} = \frac{(\overline{VE}) (\overline{NE})}{\overline{OV}} \cdot \left(\frac{H_o}{D_o} \right)$$

y por semejanza de triángulos

$$P = \overline{NY} \left(\frac{H_o}{D_o} \right)$$

$P = \overline{NY}$ leído en centímetros en la escala de la altura de sólidos.

2) Profundidad mínima de la zona bajo el punto B.- (Fig.25)

- El área ADEF se determina de la forma indicada anteriormente. Luego \overline{DC} es definida desde:

$$\text{Área AFED} = (\overline{DC}) (\overline{DE})$$

- Por C se traza una horizontal que intersecta en el punto J, a la vertical levantada por V (valor de T_u max).
- Del origen se traza \overline{OJ} que corta en el punto W a la vertical levantada por F.
- Por D trazamos una vertical que corta a \overline{OW} en X, y por X trazamos la horizontal \overline{XZ} .
- De esta manera quedan definidos los triángulos que nos permitirán el cálculo de la profundidad, en la forma siguiente:

$$P = \frac{H_o}{D_o} \frac{\int_{D_1}^{D_u} D \cdot dt}{(T_u)} = \frac{(\overline{DE}) (\overline{EG})}{\overline{OV}} \cdot \frac{H_o}{D_o} \quad (1)$$

por semejanza de triángulos:

$$\overline{DE} = \frac{\overline{ZW}}{\overline{EW}} \times \overline{OE} \quad (2)$$

$$\overline{EG} = \frac{\overline{OV}}{\overline{OE}} \cdot \overline{EW} \quad (3)$$

reemplazando (3) y (2) en (1)

$$P = \overline{ZW} \left(\frac{H_o}{D_o} \right)$$

luego, la profundidad mínima que debemos asumir será igual a la longitud del segmento \overline{ZW} leída en la escala Altura de sólidos (cm).

3e. Cálculo de la Velocidad de Descarga impuesta a las arenas del espedador

En la Fig26, la intersección de la tangente \overline{AS} determinante del área con el eje de las abcisas nos dará el valor de la velocidad que deberá ser impuesta por la bomba de descarga de las arenas.

4. RESULTADOS

La relación de los resultados obtenidos son registrados en las tablas siguientes:

T A B L A XXVI

Areas Unitarias Calculadas para Diferentes

Diluciones Intermedias

(Dilución de las arenas)

(=58.46% sólido = 0.02667 Ton. sólidos/pie³ pulpa)

Dilución original = 30.60% sólidos = 0.01081 Ton. sólidos/pie³ pulpa.

Altura total de la pulpa original = 35.3 cm.

Gravedad específica de los sólidos = 2.84 gr/cm³ = 0.08043 Ton/pie³

Porcentaje de Sólidos	Método de Coe y Clevenger A=1.333 (F-D)/V pie ² /Ton./día	Método de Talmage y Fitch $A = \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_u} \right) / V$ pie ² Ton./día	Método de Talmage y Fitch A=T _u /Ho.Co pie ² /Ton./día	Método de Moncrieff A= Tg Q/S pie ² /Ton./día
30.60	2.786	2.911	3.051	Muy grande
33.38	2.519	3.287	3.273	(A)
40.04	1.826	4.537	4.548	-
50.13	0.796	16.451	15.421	-
53.00	0.566	18.940	18.915	-
54.96	0.894	27.366	21.078	-
58.46	0	Muy grande	Muy grande	-

T A B L A XXV

Areas Unitarias Calculadas para Varias Diluciones

(Dilución de las arenas)

(= 56.16% sólidos = 0.02500 Ton. sólidos/pie³ pulpa)

Dilución original = 30.60% sólidos = 0.01081 Ton. sólidos/pie³ pulpa

Altura total de la pulpa original = 35.3 cm.

Gravedad específica de los sólidos = 2.84 gr/cm³ = 0.08043 Ton/pie³.

T A B L A XXV

<u>Porcentaje</u> <u>de</u> <u>Sólidos</u> <u>%</u>	<u>Método de Coe</u> <u>y Clevenger</u> <u>A= 1.333 (F-D)/V</u> <u>pie²/Ton/día</u>	<u>Método de Talmage y Fitch</u> <u>A=($\frac{1}{C_p} - \frac{1}{C_u}$) / V</u> <u>pie²/Ton./día'</u>	<u>Método de</u> <u>A = T_u/Ho.Co</u> <u>pie²/Ton./día</u>	<u>Método de</u> <u>A = Tg θ / S</u> <u>Moncrieff</u> <u>pie²/Ton./día</u>
30.60	2.661	3.408	2.884	11.898*
33.38	2.382	3.106	3.508	-
40.04	1.663	4.129	4.160	-
50.13	0.599	11.120	11.645	-
53.00	0.330	11.372	11.845	-
54.96	0.319	9.765	11.898	-
56.16	0	0	12.037	-
51.97	-	11.931	11.660	-

* El área depende únicamente de la dilución de las arenas finales asumi
da y de la pulpa original

T A B L A XXV

Profundidad Mínima del Espesador

<u>Método de Moncrieff*</u>	$D = \frac{(S-1)T}{24 A.S (P-1)}$ **
<u>Punto de Comprensión</u> <u>en B (Fig)</u>	<u>Punto de Comprensión</u> <u>en S (Fig)</u>
<u>Underflow final</u> <u>56.16% sólidos</u>	<u>Underflow final</u> <u>58.46% sólidos</u>
0.29 m	0.12m
	0.30 m
	0.91 m

* La altura del espesador resulta: 0.29 + 3.00 + 0.60 = 3.89 (12.762)

**Esta fórmula que la comprensión se inicia en el punto B, Fig.

5. DISCUSION

- 1) El método de Coe y Clevenger nos arroja un resultado en el cual el área unitaria máxima corresponde a la dilución original (Fig.- 24), lo cual no está de acuerdo con la práctica, como lo demuestran Talmage y Fitch.

Como era de esperarse la diferencia entre ambos métodos se acentúa a medida que la dilución disminuye, lo cual confirma la conocida tesis de que la dilución original influye en la velocidad de asentamiento de cualquier dilución intermedia durante la sedimentación. El método de Coe y Clevenger simula el comportamiento en un espesador asumiendo varias diluciones iniciales iguales a las que se producirán en las zonas intermedias del espesador, y calcula el área unitaria para cada una de ellas. Tales efectos no son equivalentes y éste método falla en la determinación de la máxima área unitaria requerida.

- 2) Tanto el método de Talmage y Fitch como el de Moncrieff son más adecuados, racionales y prácticos. Sin embargo si queremos determinar el área unitaria, considerando la mínima dilución posible de las arenas, igual a la obtenida en la prueba de asentamiento, el área calculada por cualquiera de los dos métodos será excesivamente grande. Esto se observa en la Fig. 22 cuando consideramos arenas con 58.46 % sólidos, ya que la horizontal correspondiente, (H_u) max. cortará a la curva normal a gran distancia, (fuera de la figura). El valor de T_u al igual que el área resultan muy grandes.

En la figura 23, observamos que conforme disminuye la dilución la tangente se hace más vertical y para 58.46 % sólidos (punto M) su valor será infinito, esto es, el área resulta muy grande.

- 3) Talmage y Fitch tanto como Coe y Clevenger consideran la existencia del punto de comprensión en la curva normal y sostienen que el máximo área unitaria será el calculado para una dilución equivalen

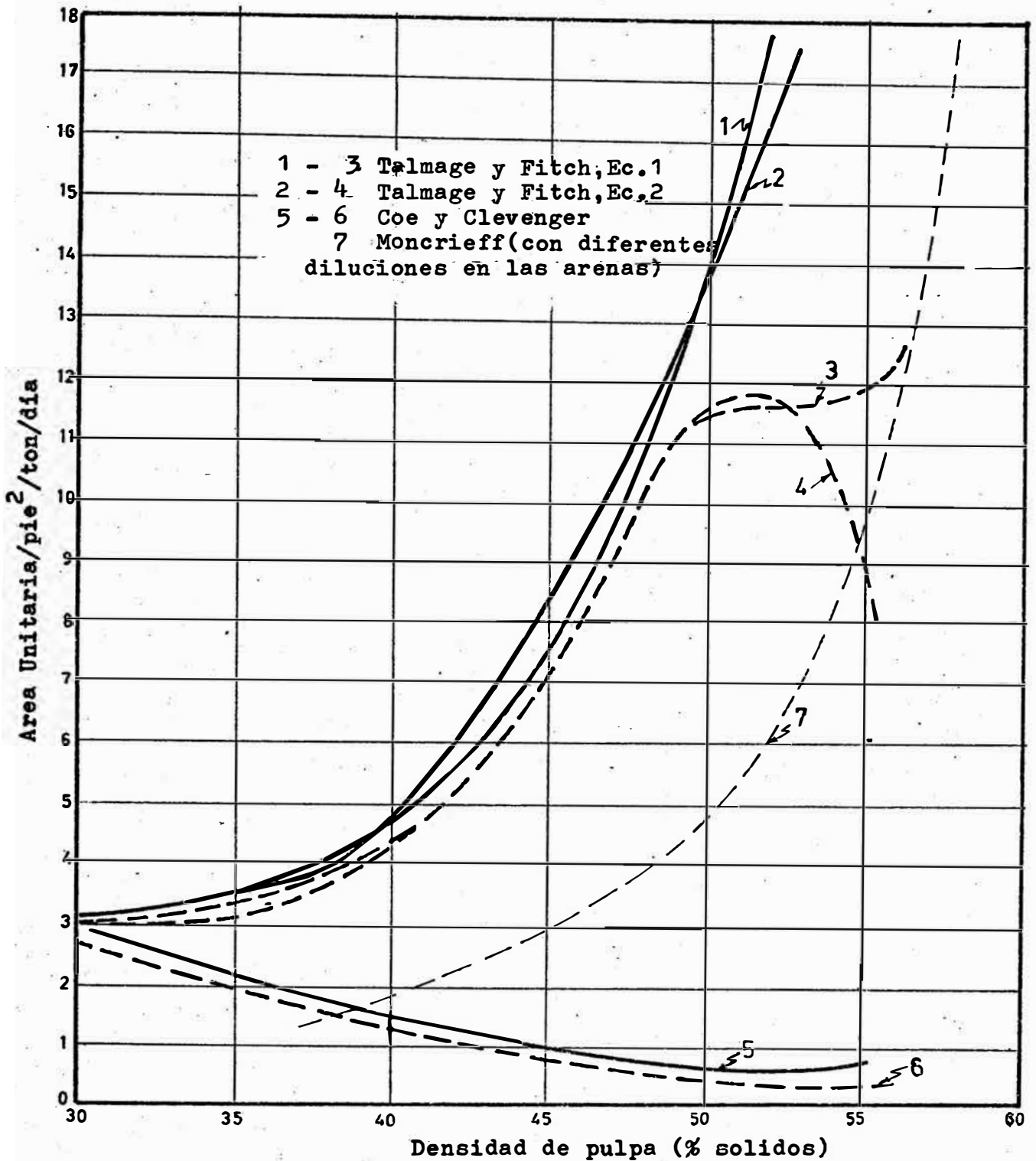


Fig.24.- Area unitaria del espesador como función de la concentración de sólidos.

Tres Métodos para el Cálculo del Area Unitaria

- Dilución final 58.46 % sólidos
- Dilución final 56.16 % sólidos
- Método de Moncrieff

te a este punto u otro cualquiera sobre él y que bajo tal punto el espesamiento se realizará por comprensión, siendo el área requerida para dicha operación siempre menor que la calculada.

Además que ellos no han indicado la forma como se determina dicho punto de comprensión, muchos autores han señalado que tal consideración no tiene ninguna base teórica, aunque pueda que ocurra en un determinado espesador y pulpa. Moncrieff señala que el método de Talmage y Fitch es válido para el cálculo del área siempre que tal punto de comprensión no se considere.

Ambas ecuaciones de Talmage y Fitch dan resultados semejantes, siendo más recomendable la ecuación (IV) que nos dá directamente el área unitaria máxima para una determinada dilución de las arenas. El método de Moncrieff algo más laborioso, es el más adecuado de los aquí discutidos, además nos permite el cálculo del área unitaria máxima, tanto como de la profundidad mínima y la velocidad de la descarga de las arenas.

Sólo es necesario asumir un valor de la dilución de las arenas y realizar los cálculos a partir de una sola prueba de asentamiento (a la dilución original). El método no considera la zona de comprensión y en caso de que ella exista, el efecto será favorable - pues aumentará la capacidad del espesador.

6) CONCLUSIONES

- 1) El método de Coe y Clevenger no es recomendable para el diseño de espesadores.
- 2) El método de Talmage y Fitch es adecuado para el diseño de los espesadores siempre que se asuma una mayor dilución de las arenas que la obtenida, en la prueba de asentamiento.
- 3) La zona de comprensión tal como es interpretada por las dos primeras teorías no tiene ninguna validez y no debe ser considerada en los cálculos del área unitaria.

4) El método de Moncrief resulta el más adecuado para calcular el área y profundidad del espesador, tanto como la velocidad de descarga de las arenas; aunque siempre es necesario asumir una dilución mayor que la mínima obtenible en la prueba de asentamiento.

5) Tanto el método de Talmage y Fitch como el de Moncrief, requieren de una sola prueba de asentamiento, realizada a la dilución original.

6) Puesto que en un circuito CCD, la dilución de las arenas (q) no tiene que ser necesariamente la mínima. El método de Talmage y Fitch será el más adecuado, pudiendo reducirse el área necesaria con un incremento de la dilución de las arenas.

El área unitaria máxima se halla asumiendo en "T_u" determinado por la intersección de la horizontal trazada por la Dilución de las arenas (D_u) con la curva normal de asentamiento

Ninguna tangente a la curva trazada por una dilución intermedia, D₁ < D_u dará un valor mayor de "T_u" que el obtenido anteriormente, luego el área unitaria quedará determinada por la dilución de las arenas que se considere.

C. MODELO MATEMATICO DE SEDIMENTACION

Un diseño hexagonal estadístico fué empleado en las pruebas de Sedimentación de diferentes pulpas de lixiviación de Zinc, a fin de determinar la relación entre el área unitaria y el % de sólidos y la densidad de la solución (ó concentración de Zinc).

1. TEORIA.- El desarrollo del diseño hexagonal nos determina un modelo matemático de una respuesta (y) como función de dos variables (x) y (x₂), de la siguiente forma:

$$Y = B_0 + B_1 X_1 + B_2 X_2 + B_{11} X_1^2 + B_{22} X_2^2 + B_{12} X_1 X_2$$

donde los coeficientes B_i son determinados del desarrollo de la matriz del modelo.

El primer paso a seguir es establecer dos ecuaciones de la forma:

$$X_1 = \frac{(\text{Variable 1}) - a}{b} \quad \text{ó Variable 1} = bX_1 + a$$

$$X_2 = \frac{(\text{Variable 2}) - c}{d} \quad \text{ó Variable 2} = dX_2 + c$$

donde X_1 y X_2 son variables (Valores de diseño) establecida por el Diseño hexagonal, y a, b, c y d son constantes numéricas determinadas por el rango de experimentación.

Como X_1 y X_2 tienen diferentes combinaciones de valores en las 9 pruebas, los valores experimentales de las variables 1 y 2, quedan determinados por las relaciones anteriores.

El siguiente cuadro nos muestra los valores de diseño y los experimentales:

T A B L A XXIX

Prueba	<u>Valores de diseño</u>		<u>Valores Experimentales</u>		<u>Respuesta</u>
	<u>X_1</u>	<u>X_2</u>	<u>Variable 1</u>	<u>Variable 2</u>	<u>Observada</u>
1	1.0	0	$1.0b + a$	d	Y_1
2	0.5	0.866	$0.5b + a$	$0.866d + c$	Y_2
3	-0.5	0.866	$-0.5b + a$	$0.866d + c$	Y_3
4	-1.0	0	$-1.0b + a$	d	Y_4
5	-0.5	-0.866	$-0.5b + a$	$-0.866d + c$	Y_5
6	0.5	-0.866	$0.5b + a$	$-0.866d + c$	Y_6
7	0	0	0	0	Y_7
8	0	0	0	0	Y_8
9	0	0	0	0	Y_9

Los coeficientes B_i pueden ser obtenidos del desarrollo de la matriz simétrica del modelo:

Σx_1	Σx_2	Σx_1^2	Σx_2^2	$\Sigma x_1 x_2$	ΣY
Σx_2	$\Sigma x_1 x_2$	Σx_1^3	$\Sigma x_1 x_2^2$	$\Sigma x_1^2 x_2$	$\Sigma x_1 Y$
	Σx_2^2	$\Sigma x_1^2 x_2$	Σx_2^3	$\Sigma x_1 x_2^2$	$\Sigma x_2 Y$
		Σx_1^4	$\Sigma x_1^2 x_2$	$\Sigma x_1^3 x_2$	$\Sigma x_1^2 Y$
			Σx_2^4	$\Sigma x_1 x_2^3$	$\Sigma x_2^2 Y$
				$\Sigma x_1^2 x_2^2$	$\Sigma x_1 x_2 Y$

El sistema de ecuaciones siguiente representa el desarrollo de la matriz y su solución proporciona los valores de los coeficientes Bi.

$$9 B_0 + 3 B_{11} + 3 B_{22} = \Sigma Y \quad (\text{Ec. 1})$$

$$3 B_1 = \Sigma X_1 Y \quad (\text{Ec. 2})$$

$$3 B_2 = \Sigma X_2 Y \quad (\text{Ec. 3})$$

$$3 B_0 + 2.25 B_{11} + 0.75 B_{22} = \Sigma X_1^2 Y \quad (\text{Ec. 4})$$

$$3 B_0 + 0.75 B_{11} + 2.25 B_{22} = \Sigma X_2^2 Y \quad (\text{Ec. 5})$$

$$0.75 B_{12} = \Sigma X_1 X_2 Y \quad (\text{Ec. 6})$$

donde el signo Σ indica que las relaciones del lado derecho deben ser aplicadas a c/u de las 9 pruebas, para luego sumarse los resultados parciales.

Un análisis estadístico de las respuestas observadas y de las calculadas es realizado, con el fin de determinar si el modelo matemático resultante es válido y confiable.

2. DESARROLLO.- Para el desarrollo del diseño definimos nuestras variables y respuestas como sigue:

Variable 1 = % sólidos (%) de la pulpa original

Variable 2 = densidad de la solución (gr/lt) de la pulpa original.

Los valores de diseño y los experimentales quedan relacionados por las siguientes ecuaciones*.

$$X_1 = \frac{\% \text{ sólidos} - 18}{12}$$

$$X_2 = \frac{\text{densidad} - 1153}{167}$$

Con estos valores determinamos los valores experimentales y realizamos las pruebas de asentamiento luego de preparar las pulpas originales con esas características. La secuencia en que se realizaron las pruebas se estableció al azahar (usando dados) y en el menor tiempo posible**

Las curvas de asentamiento correspondientes a cada prueba se han dibujado en la figura 25

El método de evaluación del área unitaria, empleado fue el de Talmage y Fitch ($A_u = T_u / HoCo$) y la dilución de las arenas considerados fué de 30.65% Sólidos, valor que corresponde al circuito CCD elegido (Ver Capítulo VIII).

Sin embargo otros modelos pueden ser confeccionados si diferentes valores de la dilución de las arenas son considerados.

En la tabla XXX se resumen los resultados para cada prueba.

T A B L A XXX

Resultados de las pruebas experimentales de Sedimentación

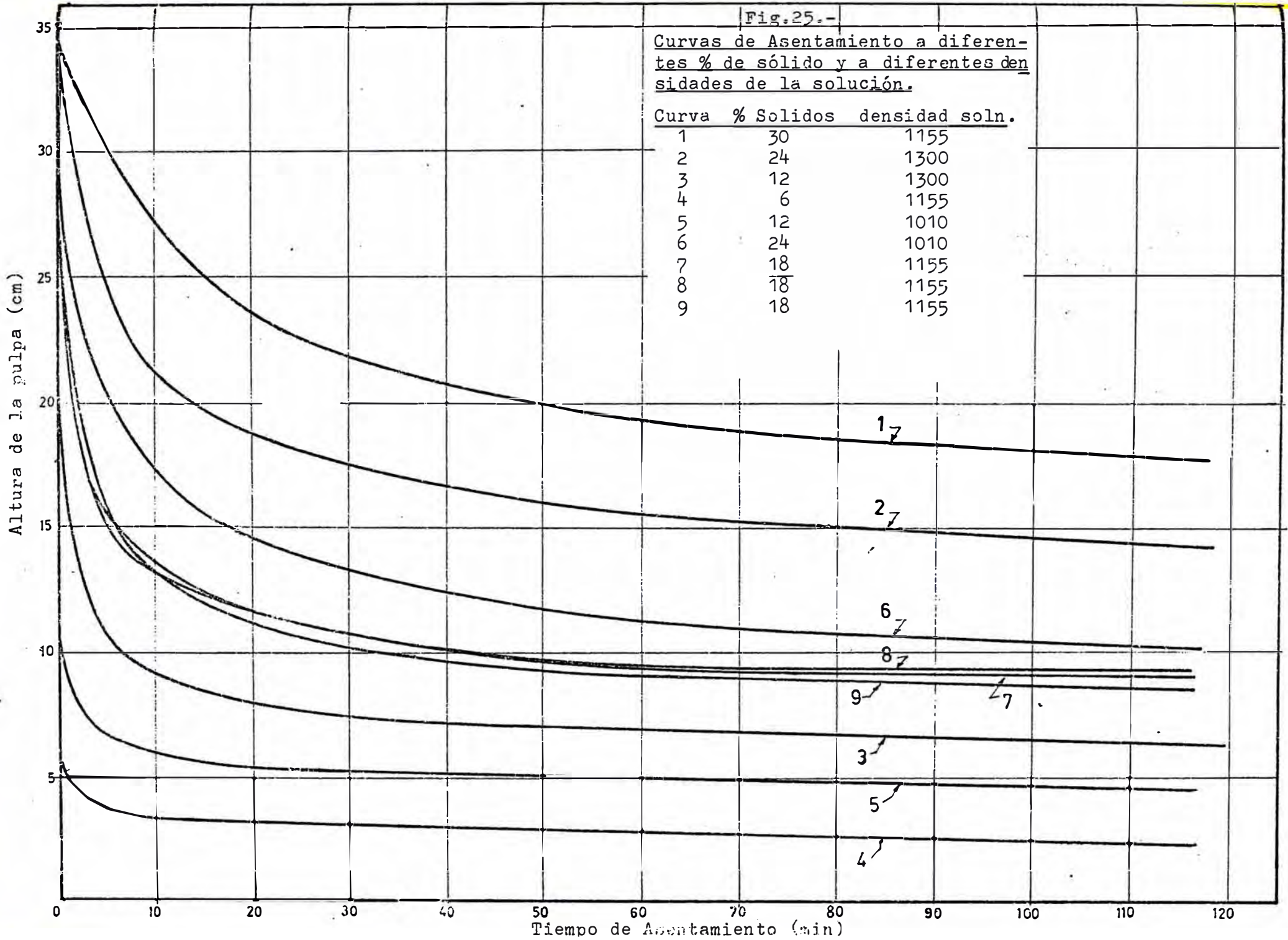
(Contenido de Sólidos de las arenas = 30.65% sólidos)

<u>Secuencia</u>	<u>Número de prueba</u>	<u>Valores de Diseño</u>		<u>Valores Experimentales Observado</u>		
		<u>X₁</u>	<u>X₂</u>	<u>%Sólidos</u>	<u>Den.(gr/lt)</u>	<u>Pie²/ton/día</u>
7	1	1.0	0	30	1155	0.795
4	2	0.5	0.866	24	1300	1.106
1	3	-0.5	0.866	12	1300	1.775
6	4	-1.0	0	6	1155	0.803
8	5	-0.5	-0.866	12	1010	0.373
3	6	0.5	-0.866	24	1010	0.419
5	7	0	0	18	1155	0.816
9	8	0	0	18	1155	0.950
2	9	0	0	18	1155	0.862

Fig. 25.-

Curvas de Asentamiento a diferentes % de sólido y a diferentes densidades de la solución.

Curva	% Sólidos	densidad soln.
1	30	1155
2	24	1300
3	12	1300
4	6	1155
5	12	1010
6	24	1010
7	18	1155
8	18	1155
9	18	1155



desarrollo de la matriz (Ec. 1 - 6) se muestra a continuación:

(Y = Y observado)

X_1	X_2	Y	X_1Y	X_2Y	X_1^2Y	X_2^2Y	X_1X_2Y
1.0	0	0.795	0.7950	0	0.7950	0	0
0.5	0.866	1.106	0.5530	0.9578	0.2765	0.8295	0.4789
-0.5	0.866	1.773	-0.8875	1.5372	0.4438	1.3313	-0.7686
-1.0	0	0.803	-0.8030	0	0.8030	0	0
-0.5	-0.866	0.373	-0.1865	-0.3230	0.0933	0.2798	0.1615
0.5	-0.866	0.419	0.2095	-0.3629	0.1048	0.3143	-0.1814
0	0	0.866	0	0	0	0	0
0	0	0.960	0	0	0	0	0
0	0	0.862	0	0	0	0	0
Σ		7.909	-0.3195	1.8091	2.5163	2.7548	-0.3096

Luego el desarrollo de las ecuaciones siguientes:

$$9B_0 + 3B_{11} + 3B_{22} = 7.9090$$

$$3B_1 = 0.3195$$

$$3B_2 = 1.8091$$

$$3B_0 + 2.25B_{11} + 0.75B_{22} = 2.5163$$

$$3B_0 + 0.75B_{11} + 2.25B_{22} = 2.7548$$

$$0.75B_{12} = 0.3096$$

nos proporcionan el valor de los coeficientes:

$$B_0 = 0.87932$$

$$B_{11} = -0.08030$$

$$B_1 = 0.10650$$

$$B_{22} = 0.07870$$

$$B_2 = 0.60300$$

$$B_{12} = -0.41280$$

* Los rangos experimentales resultantes: 6-30% sólidos y 1010-1300 gr/lt corresponden con el rango de operaciones del circuito CCD propuesto.

** Todas las pruebas fueron realizados en 8 horas usando 4 cilindros graduados, esto hizo con el fin de disminuir el error experimental.

Y la ecuación resultante del modelo matemático es:

$$Y = 0.87932 - 0.1065 X_1 + 0.6030 X_2 - 0.0803 X_1^2 + 0.0787 X_2^2 - 0.4128 X_1 X_2$$

expresada en función de las variables de diseño, ó:

$$Y = 0.87932 - 0.1065 \frac{\% \text{ sólidos} - 18}{12} + 0.6030 \frac{\text{densidad} - 1155}{167} - 0.0803 \frac{\% \text{ sólidos} - 18^2}{12} + 0.0787 \frac{\text{densidad} - 1155^2}{167} - 0.4128 \frac{\% \text{ sólidos} - 18}{12} \frac{\text{densidad} - 1155}{167}$$

3. ANÁLISIS ESTADÍSTICO DEL MODELO MATEMÁTICO.- Los valores del diseño son reemplazados en el modelo matemático, calculándose "Y", estos valores de "Y" son comparados con los valores de Y observados, estimándose la varianza para determinar si este modelo es válido. Entonces:

<u>Prueba</u>	<u>Y calculado</u>	<u>Y observado</u>	<u>Y calc - Y obs</u>
1	0.6025	0.7950	- 0.1025
2	1.2085	1.1060	+ 0.1025
3	1.5660	1.7750	- 0.2090
4	0.9055	0.8030	+ 0.1025
5	0.2706	0.3730	- 0.1024
6	0.5216	0.4190	+ 0.1026
7	0.8793	0.8160	+ 0.0633
8	0.8793	0.9600	- 0.0807
9	0.8793	0.8620	+ 0.0173
			= 0.10640
			² = 0.01132

El valor de 0.01132 resulta ser el estimado del error total, o sea del error experimental más el error de ajuste del modelo matemático.

El error experimental puede ser estimado de las tres pruebas repetidas como sigue:

$$\begin{aligned} \text{Suma de diferencia (X) al cuadrado} &= \sum X^2 - \frac{(\sum X)^2}{n} \\ &= (+0.0633)^2 + (-0.0807)^2 + (+0.0173)^2 - \frac{(0.0633 - 0.0807 + 0.0173)^2}{3} \\ &= 0.01082 - 0.00003 = 0.01079 \end{aligned}$$

Puesto que se hicieron 9 pruebas, 9 grados de libertad existen en total, de ellos 6 fueron perdidos al estimarse los 6 coeficientes B_i , los 3 grados de libertad restantes se distribuyen de la siguiente manera:

<u>Grados de libertad</u>	<u>Distribución</u>		<u>Media Cuadrada</u>
3	Error total	0.01132	0.00377
2	Error experimental	0.01079	0.00539
1	Falta de ajuste	0.00053	0.00053

La función estadística "F" de este modelo es calculado para 1 y 2 grados de libertad:

$$F = \frac{0.00053}{0.00539} = 0.098$$

La función "F" para 1 y 2 grados de libertad en el nivel de 95% de confiabilidad resulta 18.5 y como

$$0.098 \text{ es menor que } 18.5$$

podemos concluir que el modelo tiene un excelente ajuste en el rango investigado. O dicho de otro modo, el error producido en los resultados (Cálculo del A_u) por el uso del modelo no es significativo comparados con el error experimental.

4. GRAFICA DEL MODELO.- En la figura 29 se ha ploteado un gráfico muy útil del modelo matemático de sedimentación, para valores del área unitaria entre 0.2 y 2.6 $\text{pie}^2/\text{ton}/\text{día}$ y aunque el modelo fue extendido más allá del rango experimental, sólo tiene validez probada en las regiones de la curva comprendidas dentro del rango experimental.

Según dicho gráfico es evidente que el área unitaria se incrementa con

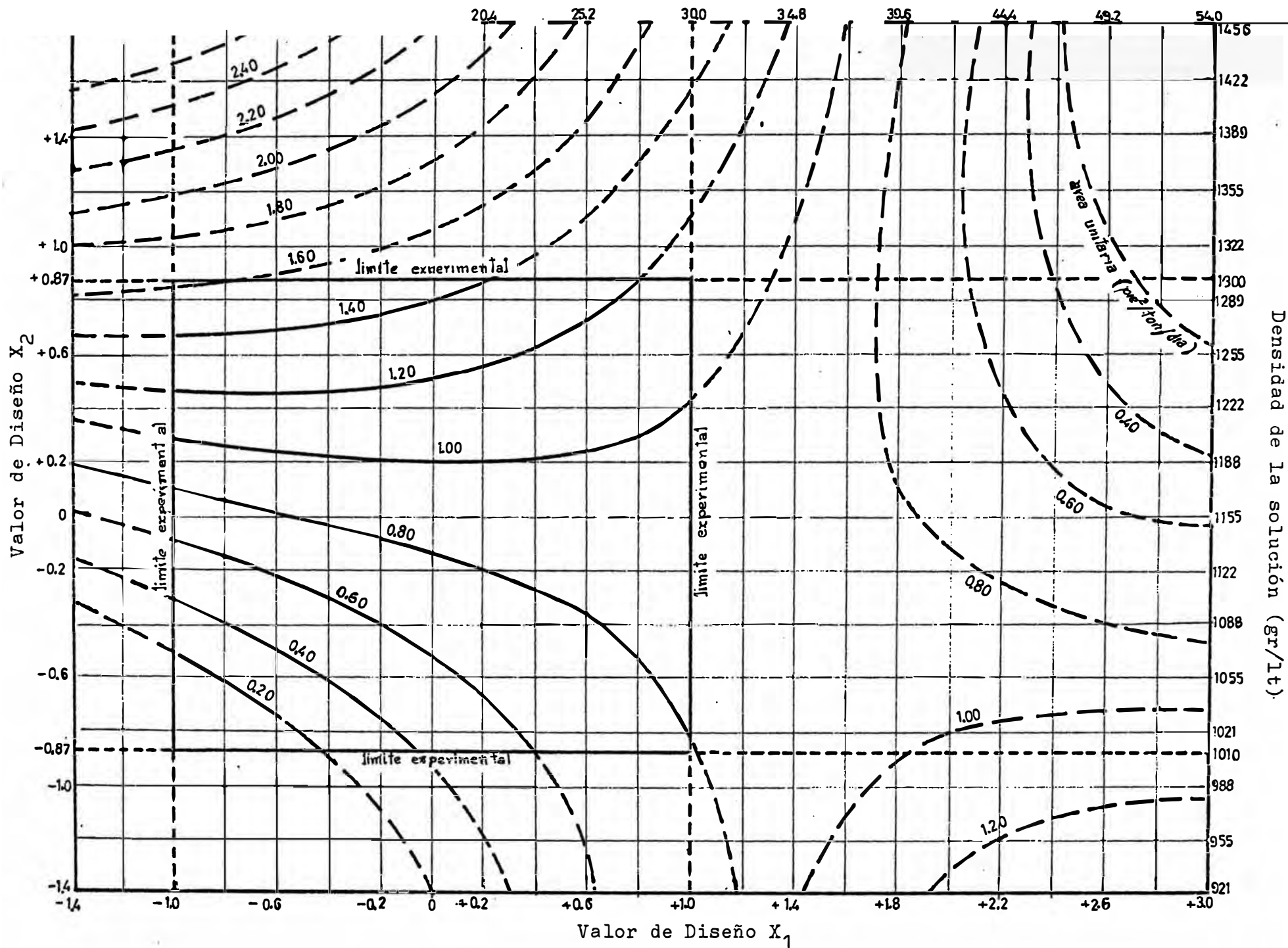


Fig.26.- Diseño hexagonal del Area Unitaria Circuito CCD

la densidad de la solución y que para densidades menores que 1200 gr/lt. también se incrementa con el % de sólidos. Sin embargo para densidades mayores que 1200 gr/lt, el A_{11} es apenas influenciado por el incremento del % de sólidos de 6 a 18%, disminuyendo para valores mayores que 18%. Todos estos resultados concuerdan con los vistos en la práctica. Las curvas fuera del rango experimental parecen indicar lo contrario, - sin embargo ya fue mencionado que no son confiables los resultados (y las curvas) fuera del rango experimental.

C A P I T U L O VII

DISEÑO INDUSTRIAL DEL CIRCUITO DE LA VADO POR

DECANTACION EN CONTRACORRIENTE

A. INTRODUCCION

Anteriormente fueron determinadas dos ecuaciones para evaluar y definir el circuito de lavado CCD. Dichas ecuaciones son:

$$\frac{r}{1-r} = \left[1 - \left(\frac{W}{qS} \right)^M \right] \cdot \left[\frac{W_0 + W - qS}{qS - W} \right] \quad \text{(Ecuación 11)}$$

$$C_1 = \frac{W_0 \cdot C_0 \cdot r}{W_0 + W - qS} \quad \text{(Ecuación 13)}$$

a partir de las cuales todos los parámetros del circuito pueden fácilmente ser deducidos. Cuatro variables deben ser determinadas (W, qS, M y W₀) a fin de obtenerse el valor de "r" en la ecuación 11 y de "C₁" en la ecuación 13, sin embargo el balance metalúrgico del circuito actual nos proporciona una ecuación de restricción, teniendo en cuenta que la producción actual de Zinc (250 TMPD) y subproductos debe mantenerse considerando también las características de los productos intermedios (concentración del electrolito puro y concentración del electrolito gastado, etc) y la capacidad actual de los equipos (volúmenes, energía eléctrica, evaporadores, etc.). En síntesis, esto equivale a que el volumen y composición del electrolito que entra a purificación y sale de las celdas electrolíticas tenga el valor actual. La recuperación adicional que se puede obtener con el circuito CCD se evaluará por un menor consumo de calcina en la lixiviación o concentrado en la tostación.

Tomando como base la capacidad actual, hemos asumido que el suministro del Zinc en solución por la Planta Piloto de tratamientos de residuo no ocurre actualmente y que el defecto de Zinc será cubierto por mayor consumo de Calcina. Esto se hace porque la Planta Piloto realiza una operación muy irregular, teniendo paradas continuas (hasta de 7 días).

B. BALANCE METALURGICO DEL CIRCUITO ACTUAL

A fin de poder realizar el balance metalúrgico, fueron determinados los siguientes valores:

- Número de lixiviaciones por día (máximo) = 32
- Volumen de solución de lixiviación = 2'880,000 lts/día
- Concentración de la solución de lixiviación = 145 gr Zn/lt
- Volumen de solución evaporada en enfriadoras = 300,000 lts/día
- Concentración de la solución que entra a las celdas electrolíticas = 56.0 gr/lt.
- Solución que sale de las celdas electrolíticas* = 29'432,160 lts/día
- Producción actual de Zinc en moldes = 250 TMPD.

Además en el muestreo realizado previamente (Capítulo I, pag 27) se determinó:

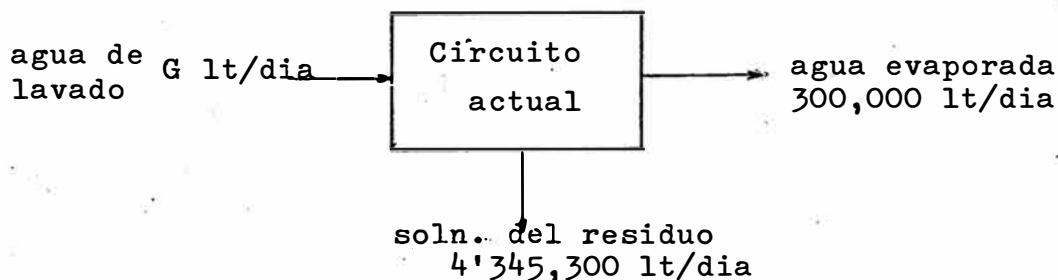
Volumen de solución en el residuo = 4'345,300 lts/día

Pérdida de Zinc en solución = 15.711 ton/día = 14.283 TMPD

Con estos valores y según el esquema de la figura 28 procedemos a realizar el balance metalúrgico, en la forma siguiente:

a. Determinación del volumen de agua de lavado (G)..- Debemos asumir que las pérdidas por evaporación, fugas, etc. de volúmenes de agua son despreciables,*excepto las producidas en la Sección de Enfriamiento. En todo caso dichas pérdidas serán compensadas por el agua de lavado alimentada. Esta consideración es asumida para el balance total de este Circuito.

El circuito puede ser simplificado de la siguiente manera; tomando en cuenta los volúmenes de líquido únicamente:



* (360 celdas) (15galones/min/celda)(1440 min/día)(3.785 lts/galon) = 29'432,160 lts/día.

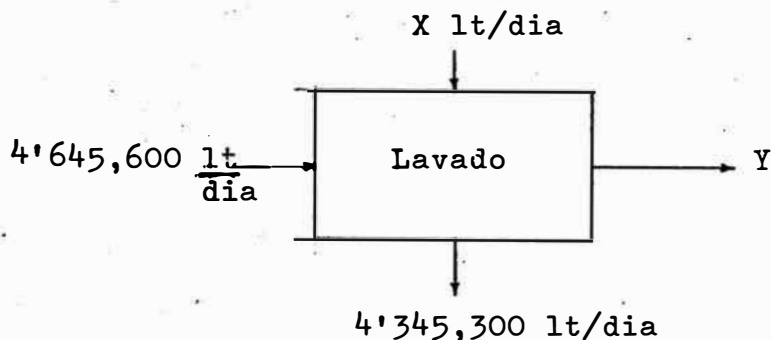
Luego el Balance nos dá:

$$G = 4'345,300 + 300,000$$

$$\text{Agua de lavado} = 4'645,300 \text{ lts/día}$$

Se asume que esta agua tiene 0 gr Zn/lt (en realidad el lavado actual se hace con soluciones conteniendo Zinc, pero en determinado momento se utilizará como agua lo cual consideramos como punto de partida de este balance).

b. Determinación del volumen de la solución que sale del lavado y purificación. - Aislando la siguiente sección:

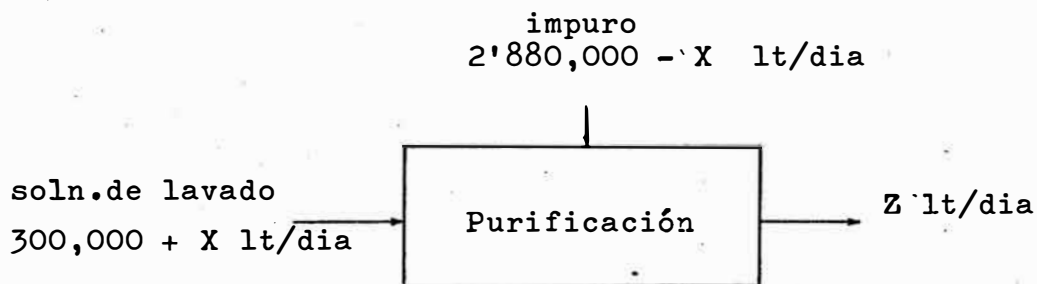


Tendremos:

$$Y = 4'645,300 + X - 4'345,300$$

$$\text{Solución de lavado}(Y) = 300,000 + X \text{ lts/día}$$

Y en el circuito:



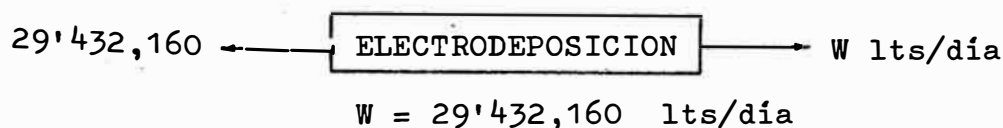
Tendremos:

$$Z = 2'880,000 - X + 300,000 + X \text{ lts/día}$$

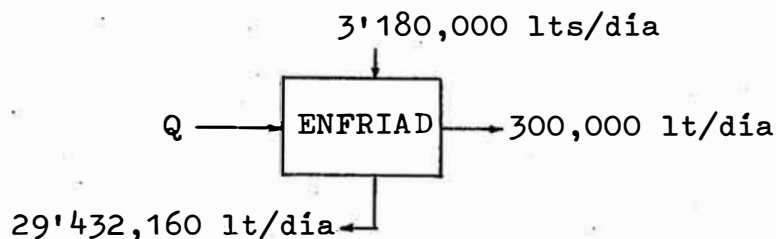
$$\text{Solución pura}(Z) = 3'180,000 \text{ lts/día}$$

** Cualquier pérdida de agua por evaporación incrementa la concentración de Zinc y favorece al proyecto CCD.

c. Determinación de volúmenes en electrodeposición y lixiviación..- Asumiendo que los volúmenes de $ZnSO_4 + H_2O$, son iguales a los del H_2SO_4 producido, tenemos:



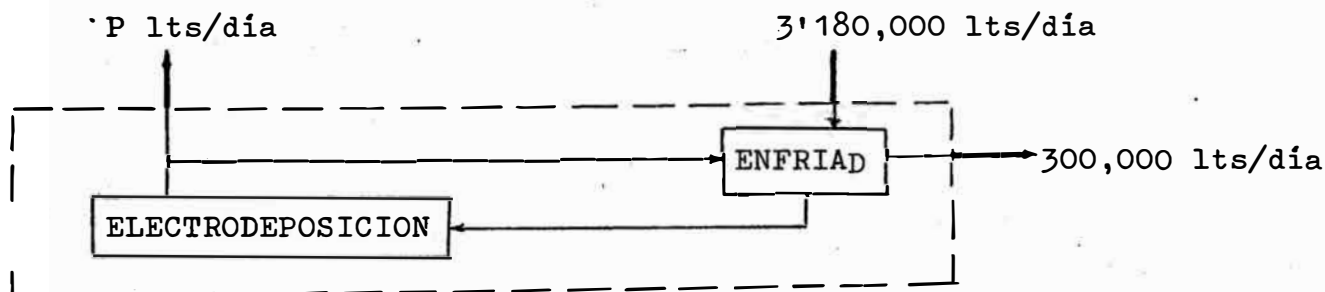
y en:



$$Q = 29'432,160 + 300,000 - 3'180,000 \text{ lts/día}$$

$$Q = 26'552,160 \text{ lts/día}$$

En la sección "aislada":



$$P = 3'180,000 - 300,000 \text{ lts/día}$$

$$P = 2'880,000 \text{ lts/día}$$

"P" resulta igual al volumen de solución producido en lixiviación (se desprecia el volumen del Zinc disuelto).

Luego el volumen de todas las salidas y entradas ha sido calculado, y el siguiente diagrama cuantitativo de flujo puede ser dibujado. Hay que tener en cuenta que el ancho de las líneas que indican el flujo es proporcional al volumen involucrado. **fig 29.**

Ahora debemos determinar las concentraciones de estas soluciones.

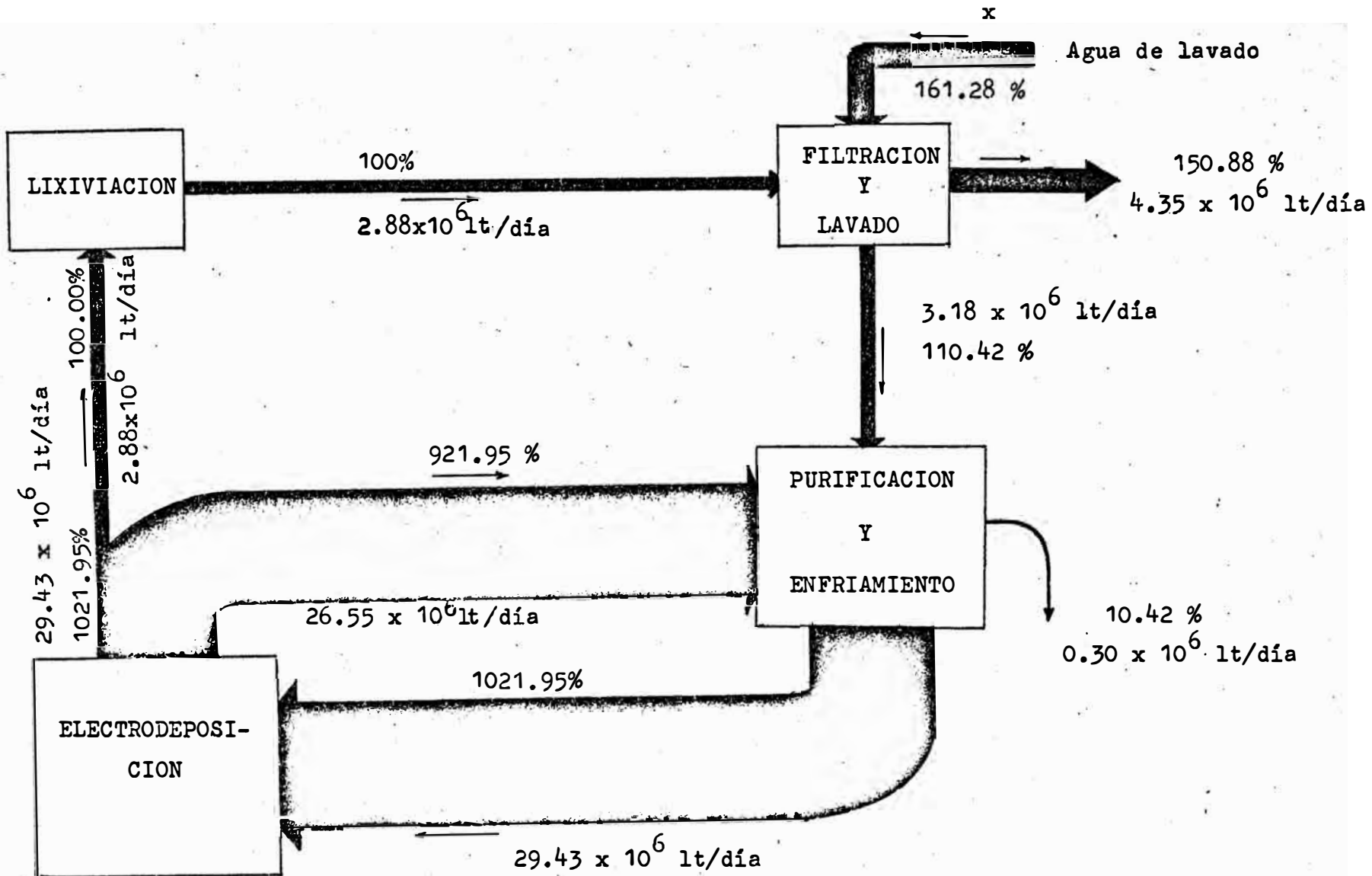
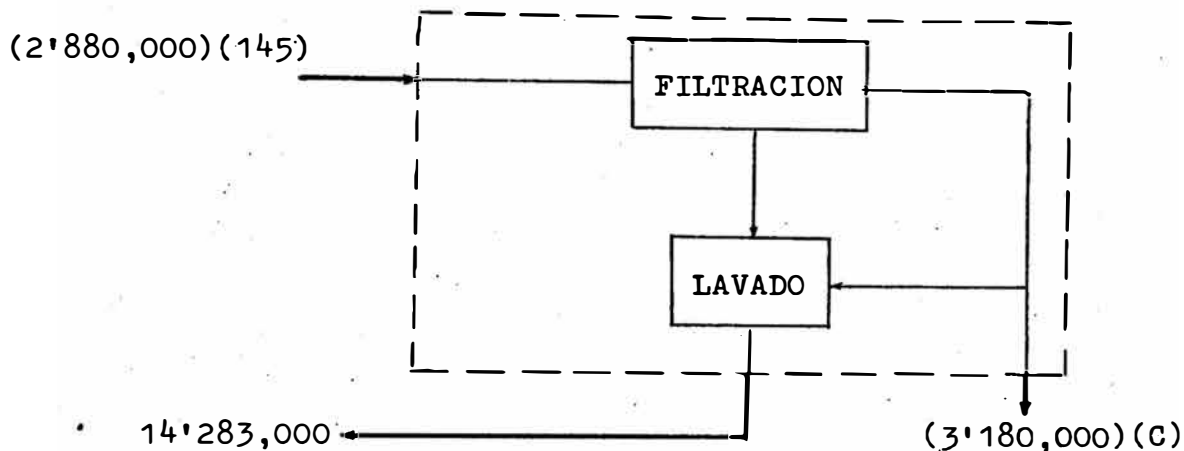


Fig.29.- Flujo cuantitativo de volumen en la Planta actual

d. Determinación de la concentración de la solución impura.- Desde que el agua de lavado está exenta de Zinc, y en el residuo se pierden 14.283 TMPD de Zinc, tendremos para el balance de Zinc (en gr Zn/día)



de donde:

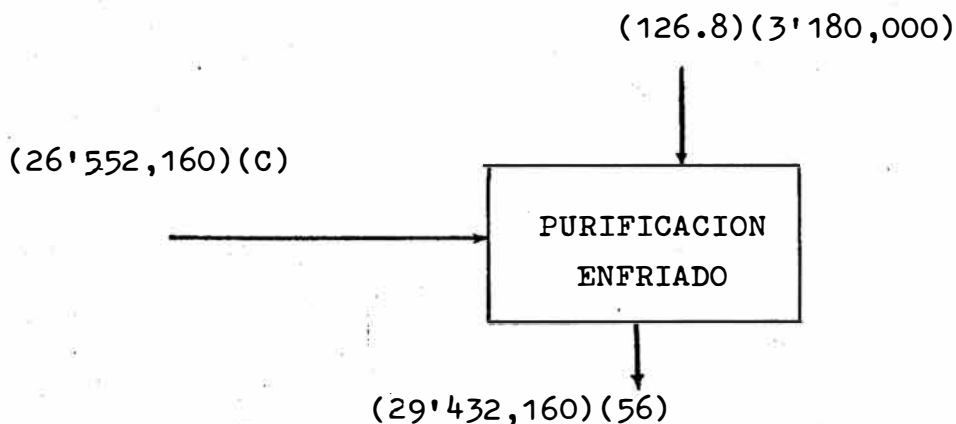
$$C = \frac{(2.88)(145) - 14.283}{3.18} = 126.8 \text{ gr Zn/lt}$$

La concentración de la solución de lavado será:

$$\frac{14'283,000}{4'345,300} = 3.29 \text{ gr Zn/lt}$$

e. Determinación de la concentración actual del electrolito gastado.-

En el siguiente circuito el balance de Zinc es (en gr/día)



y:

$$C = \frac{(29'432,160)(56) - (126.8)(3'180,000)}{(26'552,160)} \text{ gr Zn/lt}$$

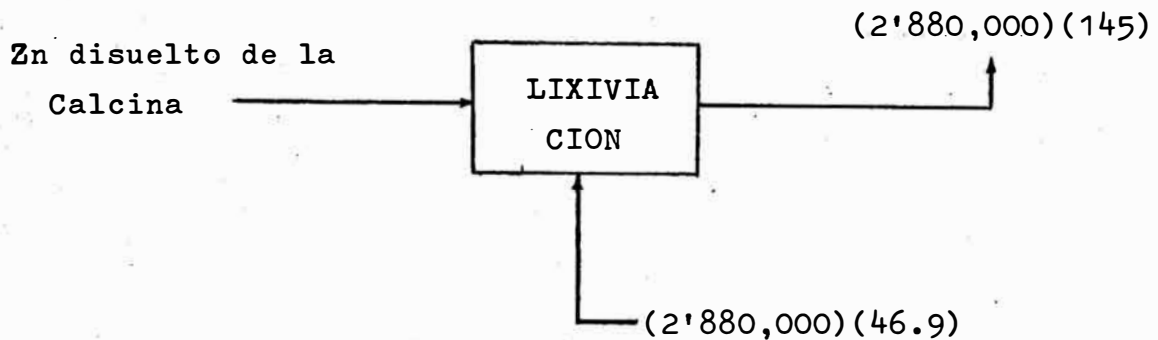
$$C = 46.888 \text{ gr Zn/lt} = 46.9 \text{ gr Zn/lt}$$

f. Determinación del peso de Calcina lixiviada y del Zinc producido en Electrodeposición.- Teniendo en cuenta que la Calcina (Ver muestreo - Capítulo I), tiene la siguiente composición promedio:

Zinc soluble en ácido (A/Zn) = 50.8 %

y que la eficiencia de lixiviación respecto al Zinc soluble normalmente obtenida fue: 96.77 %

Tendremos en el balance de lixiviación (en gr de Zinc/día)



$$\text{Zn disuelto de la Calcina} = (2.88)(145) - (2.88)(46.9) \text{ TMPD}$$

$$\text{Zn disuelto de la Calcina} = 282.528 \text{ TMPD}$$

El peso de Calcina que debe disolverse será:

$$(\text{Peso})(0.508)(0.9677) = 282.528 \text{ TMPD}$$

$$\text{Peso de Calcina} = 574.721 \text{ TMPD}$$

El consumo diario de Calcina (632.193 ton/día) es bastante más que el reportado anteriormente (Ver muestreo, Capítulo I), el cual fue de 530.86 ton/día (482.6 TMPD). Esto es debido a que aquí no se considera el volumen de solución conteniendo Zinc que proviene de la Planta de Tratamiento de Residuos. (Ver introducción).

En la sección de electrodeposición se observa que el Zinc es depositado de la solución que entra con 56 gr/lt y sale con 46.9 gr/lt de Zinc

luego: $\text{Zinc extraído} = 29.432160 (56.0 - 46.9) \text{ TMPD}$

$$\text{Zinc extraído} = 267.833 \text{ TMPD}$$

puesto que la producción actual es de 250 TMPD

$267.833 - 250.000 = 17.833$ TMPD son distribuidos en pérdidas y en materias primas para subproductos como polvo de Zinc, Sulfato de Zinc*, etc.

El balance de pesos de Zinc en solución o soluble (Calcina) es el siguiente (en TMPD)

Lixiviación

$$\text{Peso de Zn en calcina} = 282.528 = 282.528$$

$$\text{Peso de Soln. gastada} = 46.9 \times 2.88 = \underline{135.072}$$

$$\text{Peso de soln. lixiviación} = 2.88 \times 145 = 417.600$$

Filtración

$$\text{Peso de Zn en soln. lixiv.} = 417.600$$

$$\text{Peso de Zn en el residuo} = \underline{14.283}$$

$$\text{Peso de Zn en el impuro} = 403.317$$

$$\text{Peso de Zn en el impuro} = 126.8 \times 3.18 = 403.224$$

En purificación -enfriamiento

$$\text{Peso de Zn en el impuro} = 403.317 = \bar{4}03.317$$

$$\text{Peso de Zn en el electrolito gast.} = 26.55216 \times 46.9 = \underline{1245.296}$$

$$\text{Peso de Zn en el electrolito puro} = 1648.520$$

$$\text{Peso de Zn en el electrolito puro} = 56.0 \times 29.43216 = 1648.201$$

Como se puede apreciar en los balances anteriores, algunas diferencias se presentan en los pesos de Zinc calculados, lo cual se debe a las cifras decimales tomadas en cada solución. El circuito balanceado y corregido se presenta en la figura 30, la diferencia de Zn se ha agregado al residuo, debido a que su concentración no es crítica, habiendo variado de 3.29 a 3.38 gr Zn/lit.

* Aunque para la manufactura del Sulfato de Zinc, se parte de una solución, dicho consumo será equivalente al peso de Zinc considerado en estas pérdidas.

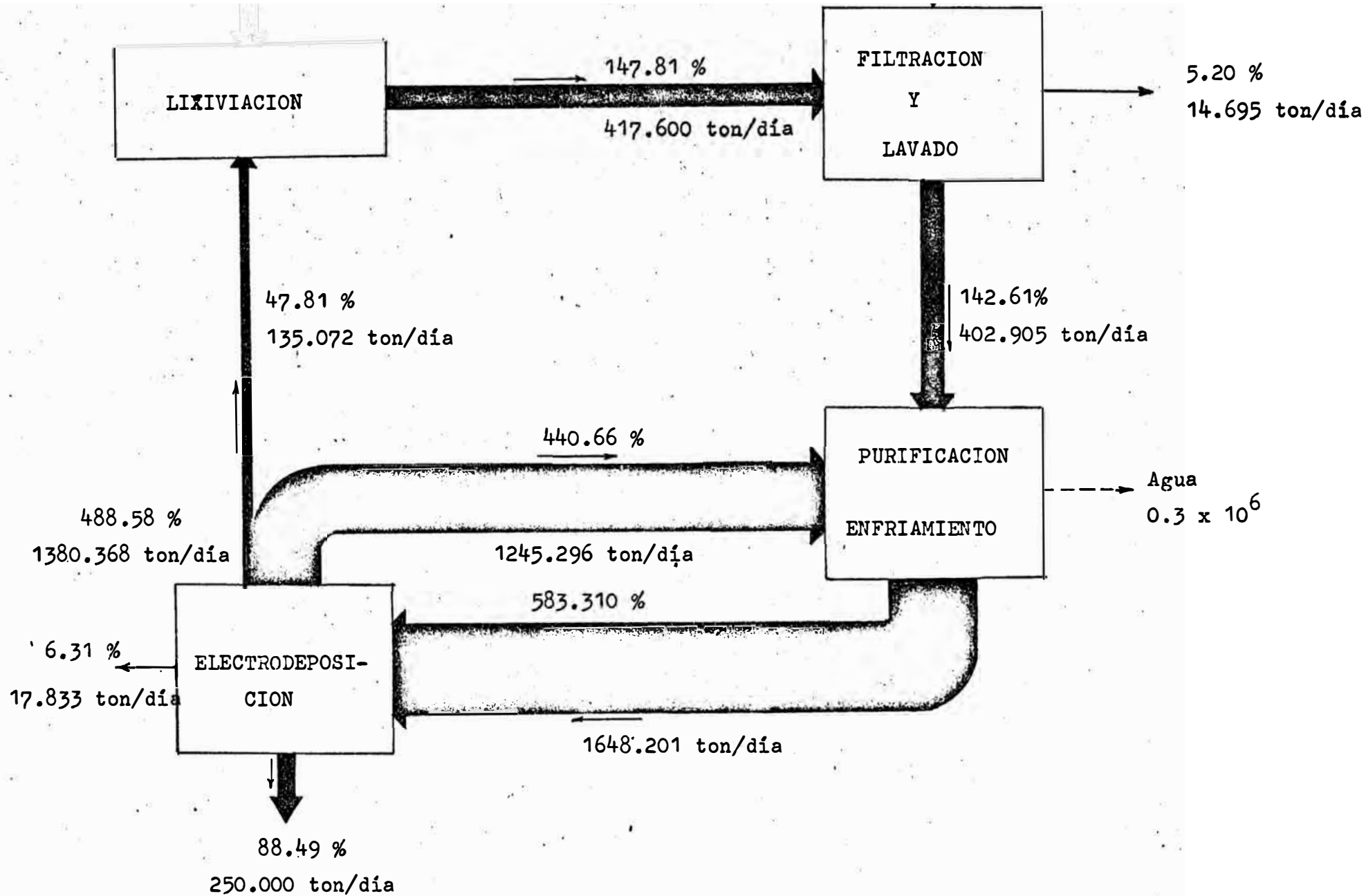
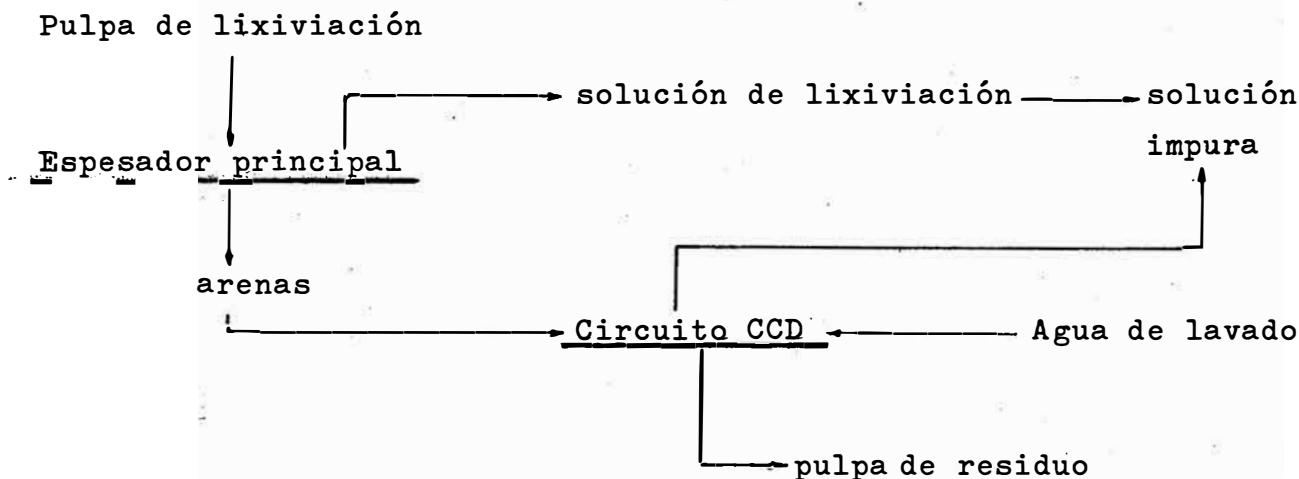


Fig.30.- Balance del peso de Zinc en el circuito actual.

C. BALANCE METALURGICO DEL CIRCUITO PROPUESTO

El circuito propuesto reemplaza a la sección de filtrado y lavado actual, por un circuito de lavado en CCD que incluye el espesador principal, según el siguiente esquema:



Luego el circuito general balanceado para el Zinc sería el mostrado en la siguiente figura 31 . (Página siguiente)

En esta figura se tiene lo siguiente:

$$126.8 \text{ gr Zn/lt} = 9.77\% \text{ Zn}$$

$$145.0 \text{ gr Zn/lt} = 10.84\% \text{ Zn}$$

W_o = Peso de solución alimentado al CCD (en TMPD)

C_o = Conc. solución lixiviación (en % Zn/100)

C_1 = Conc. solución de lavado (en % Zn/100)

W = Volumen de agua de lavado (en TMPD)

r = Recuperación asumida (R %/100)

K = Cantidad de calcina alimentada (en TMPD)

q_s = Solución en el residuo final (en TMPD)

El resto de los símbolos provienen de las ecuaciones de performance de este circuito CCD (11 y 13), luego las ecuaciones de restricción pue

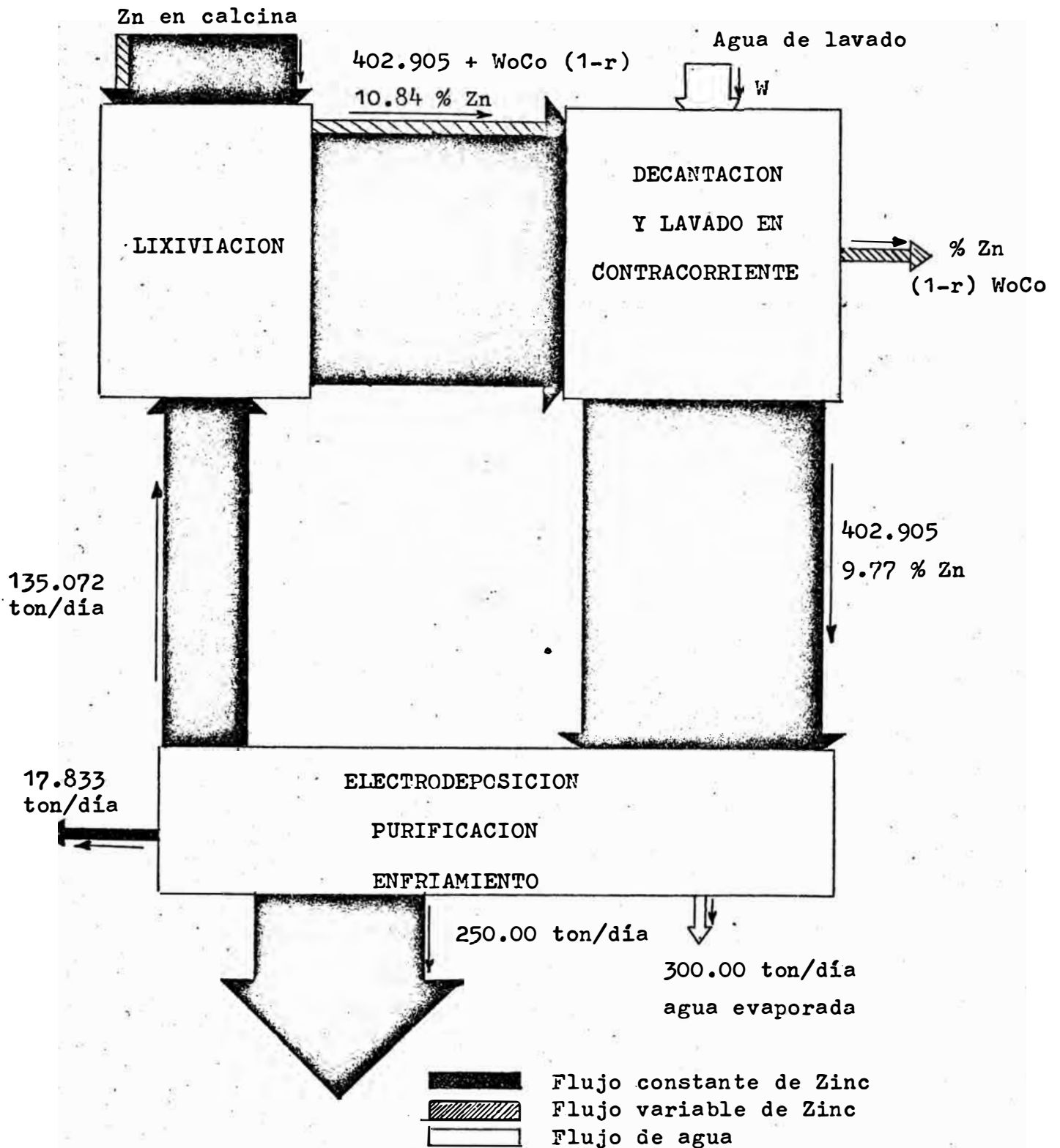


Fig.31.- Balance de Zinc en el circuito propuesto.

den ser calculadas en la figura siguiente:

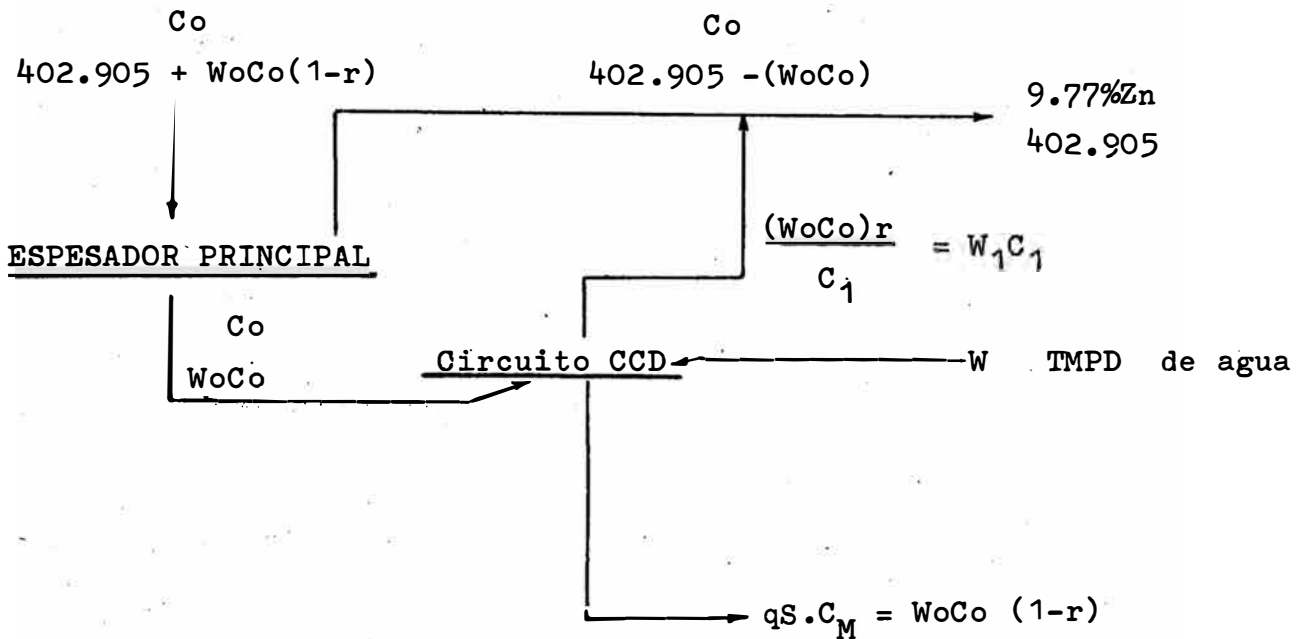


Fig. 31.- Circuito Balanceado de Zinc

En el cual se ha hecho un balance de Zinc (en TMPD) de las soluciones fluyentes en el circuito.

a. Cálculo de los pesos de materiales entrantes y salientes.- Este peso puede ser determinado de la siguiente manera:

- Peso de solución que sale de lixiviación

$$\frac{402.905 + WoCo (1-r)}{Co}$$

$$\frac{402.905}{0.1084} + Wo (1-r) \text{ TMPD}$$

$$3716.836 + Wo(1-r)$$

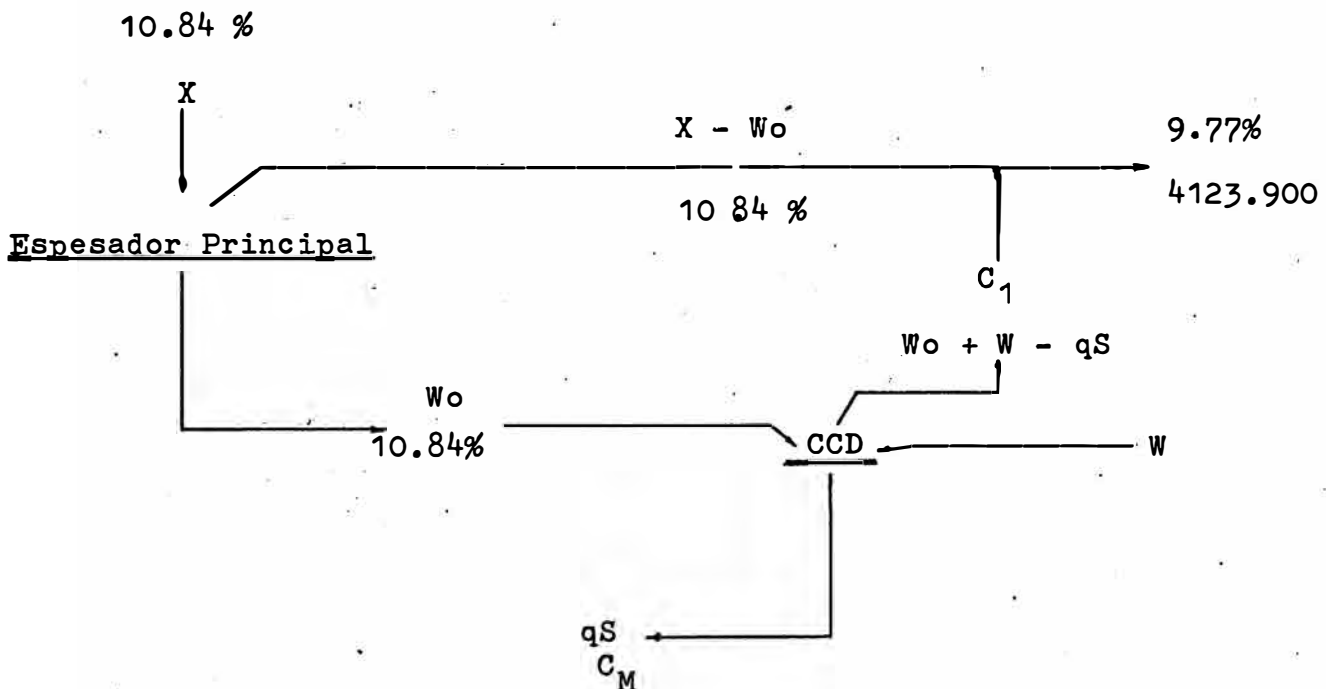
- Peso de solución impura que entra a purificación

$$\frac{402.905}{0.0977} = 4123.900 \text{ TMPD}$$

Peso de solución contenida en el residuo

$$q_s \cdot C_M / C_M = q \cdot S \text{ TMPD}$$

b. Determinación de la ecuación de restricción.- Haciendo un balance en el siguiente circuito:



Tenemos:

$$4123.900 = X - W_o + W_o + W - qS$$

$$X = 4123.900 - W + qS$$

ó:

$$W - qS = 4123.900 - X$$

y del balance de Zinc resulta:

$$(0.1084)X = qS \cdot C_M + (4123.900)(0.0977)$$

y como en el CCD:

$$qS \cdot C_M = W_o C_o (1-r)$$

$$qS \cdot C_M = 0.1084 W_o (1-r)$$

tendremos desarrollando:

$$X = W_0 (1-r) + 3716.836 \text{ TMPD}$$

$$W - qS = 407.064 - W_0 (1-r) \text{ TMPD}$$

lo cual resulta ser la ecuación de restricción que impone al circuito actual.

c. Determinación de la ecuación de performance para el circuito CCD pro puesto.- Puesto que la performance del CCD es evaluado por la relación:

$$\frac{r}{1-r} = \left[1 - \left(\frac{W}{qS} \right)^M \right] \cdot \left[\frac{W_0 + W - qS}{qS - W} \right]$$

tendremos efectuando operaciones:

$$r = 1 - \left(\frac{W}{qS} \right)^M \quad \frac{W_0 (1-r) + (W - qS)(1-r)}{qS - W}$$

pero:

$$W_0 (1-r) = 407.064 - W + qS \quad (\text{Ec. de restricción})$$

luego:

$$r = \left[1 - \left(\frac{W}{qS} \right)^M \right] \cdot \left[\frac{407.064 - W + qS - W - qS - r(W - qS)}{qS - W} \right]$$

$$r = \left[1 - \left(\frac{W}{qS} \right)^M \right] \cdot \left[\frac{407.064}{qS - W} + \frac{r(qS - W)}{qS - W} \right]$$

$$r = \left[1 - \left(\frac{W}{qS} \right)^M \right] \cdot \left[\frac{407.064}{qS - W} + r \right]$$

Ahora hacemos:

$$\left(\frac{W}{qS} \right)^M = a \quad \frac{407.064}{qS - W} = b$$

y:

$$r = (1-a) (b+r)$$

$$r = b + r - ab - ar$$

$$r = b \left(\frac{1-a}{a} \right)$$

a

$$r = b \frac{1}{a} - 1$$

reemplazando los valores de "a" y "b"

$$r = \left[\frac{407.064}{qS - W} \right] \cdot \left[\left(\frac{qS}{W} \right)^M - 1 \right]$$

ó:

$$r = \left[\frac{407.064}{W - qS} \right] \cdot \left[1 - \left(\frac{qS}{W} \right)^M \right] \quad (\text{Ecuación 1})$$

que resulta ser la ecuación de performance del circuito propuesto. Los valores de "r" para diversos valores de "qS", "W", "M", etc. han sido determinados en los cuadros subsiguientes, pudiéndose apreciar que "r" se incrementa conforme "W" disminuye y "qS" aumenta, lo cual no está de acuerdo con lo sostenido anteriormente (Ver discusión; Cap.V). Sin embargo este efecto se produce debido a la ecuación de restricción-impuesta por los requerimientos del circuito actual y aunque "r" disminuye cuando "W" aumenta, la cantidad de solución de lixiviación (X) disminuirá y las pérdidas de Zinc (en TMPD y no en %) resultarán menores - de acuerdo a las siguientes relaciones:

$$\text{Solución de lixiviación (X)} = 4123.900 - W + qS \quad \text{TMPD} \quad (\text{Ec. 2})$$

$$\text{Pérdidas de Zinc, } W_o (1-r) = 407.064 - W + qS \quad \text{TMPD} \quad (\text{Ec. 3})$$

De acuerdo a lo anterior el peso de Zinc que debe ser alimentado al circuito CCD, en la solución de lixiviación es:

$$Z = (4123.900 - W + qS)(0.1084) \quad \text{TMPD} \quad (\text{Ec.4})$$

Y del balance del circuito (figura 30) se puede deducir el peso de Zinc que debe alimentarse con la Calcina esto es:

$$Z_k = (4123.900 - W + qS)(0.1084) - 135.072$$

$$Z_k = 311.959 - 0.1084 W + 0.1084 qS \quad \text{TMPD} \quad (\text{Ec. 5})$$

Tomando como base una Calcina con 50.8 % A/Zn y 96.77 % de solubilidad de Zinc. (eficiencia de lixiviación), el peso de Calcina que se debe alimentar será:

$$K = \frac{311.959 - 0.1084 (W - qS)}{(0.508) (0.9677)} \quad \text{TMPD} \quad (\text{Ec. 6})$$

ésto es:

$$\text{Peso de Calcina (K)} = 634.589 - 0.2205 (W - qS) \quad \text{TMPD} \quad (\text{Ec. 7})$$

d. Evaluación del Circuito y Restricción de las Variables.- En las tablas siguientes se han evaluado los valores de "r" en diversas condiciones, y algunas soluciones de la ecuación 1, dan valores de "r" mayores o iguales que 1, los cuales no son soluciones pues equivale a valores menores o iguales que cero de "Wo" (negativos). Si esto fuera posible significaría que "Wo" es una solución que sale del circuito CCD y entra al espesador principal, lo cual por supuesto es falso. Por lo mismo sólo los valores de "X" mayores que 3,716.830 serán soluciones, pues:

$$W_o = \frac{X - 3716.830}{1 - r}$$

donde: $1 - r > 0$ (positivo) y si

X menor que 3,716.830, Wo es negativo

X igual que 3,716.830, Wo es cero

X mayor que 3,716.830, Wo es positivo

Asimismo "Wo" debe siempre ser menor que "X", ésto es

$$X - W_o > 0$$

$$X - \frac{X - 3716.830}{1-r} > 0$$

$$X - rX - X + 3716.830 > 0$$

$$\frac{3716.830}{r} > X$$

Si esta condición se cumple W_0 será siempre positivo.

El área unitaria y las dimensiones (diámetro) del espesador principal como función de la dilución de las arenas (q_0) ha sido calculado para varios valores de q_0 , a fin de poder determinar la conveniencia de usar un valor mayor de q_0 . Los resultados figuran en la tabla XXXII.

TABLA XXXII

Dimensiones del Espesador Principal como Función de la Dilución de las Arenas

S = 176.691 TMPD = 194.360 Ton/día

(Método de Cálculo : Talmaje y Fitch, Au=Tu/HoCo)

<u>Dilución de arenas</u>	<u>% de Sólidos de las arenas</u>	<u>Cont.de sólidos de las arenas</u>	<u>Altura de las arenas</u>	<u>Tiempo de Se dimentacion de las are-</u>	<u>Area requere-</u>	<u>Unita reque-</u>	<u>Diámetro del espe sador</u>
<u>(q)</u>	<u>nas</u>	<u>(Cd)</u>	<u>(Hu)</u>	<u>nas (Tu)</u>	<u>(Au)</u>	<u>(D)</u>	
<u>Peso Soln</u>		<u>(Ton/10⁻³</u>		<u>día</u>	<u>pie²</u>		
<u>Peso Sold</u>	<u>(%)</u>	<u>pie³</u>	<u>(cm)</u>	<u>(min)</u>	<u>10³</u>	<u>Ton x día</u>	<u>pies</u>
5.00	16.67	7.105	9.68	4.0	2.78	1.23	17.46
4.75	17.39	7.412	9.28	5.0	3.47	1.54	19.57
4.50	18.18	7.748	8.88	5.7	3.96	1.76	20.84
4.25	19.05	8.119	8.47	6.7	4.65	2.06	22.58
4.00	20.00	8.524	8.06	8.3	5.76	2.55	25.13
3.75	21.05	8.973	7.66	10.0	6.94	3.08	27.59
3.50	22.22	9.471	7.30	13.7	9.51	4.22	32.30
3.25	23.53	10.028	6.86	18.5	12.85	5.70	37.54
3.00	25.00	10.655	6.45	27.0	18.75	8.31	45.35
2.75	26.67	11.365	6.05	40.0	27.78	12.31	55.20
2.50	28.57	12.177	5.65	58.5	40.63	18.01	66.76
2.25	30.77	13.114	5.24	75.0	52.08	23.08	75.58
2.00	33.33	14.207	4.84	101.3	70.35	31.18	87.84
1.75	36.36	15.498	4.44	150.0	104.17	46.17	106.89
1.50	40.00	17.048	4.03	185.0	128.47	56.94	118.70
1.25	44.44	18.942	3.63	*	—	—	—
1.00	50.00	21.316	3.22	*	—	—	—

* Los tiempos correspondientes salen fuera de los límites de la curva experimental, indicación de un valor demasiado grande para el área unitaria, (y el diámetro).

T A B L A XXXI

T A B L A CÁLCULO DE LOS PARÁMETROS PRINCIPALES DE VARIOS CIRCUITOS C.C., COMO FUNCIÓN DE q_1 , q_2 Y n , LOS CUALES CUMPLEN CON LAS RELACIONES DEL CIRCUITO

	$q_1 = 1200$										$q_2 = 1000$										$q_3 = 1000$												
	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	
Flujo de Agua, W (TWD)	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	
Recuperación Máxima, r	1.3569	0.8141	0.5615	0.4523	0.3738	0.3087	0.2522	0.2004	1.3569	0.8141	0.5615	0.4522	0.3702	0.3021	0.2519	0.2004	1.3569	0.8141	0.5616	0.4522	0.3702	0.3018	0.2504	0.2004	1.3569	0.8142	0.5615	0.4523	0.3738	0.3087	0.2522	0.2004	
Número de Etapas, N	1	2	3	4	5	6	7	8	1	2	3	4	5	6	7	8	1	2	3	4	5	6	7	8	1	2	3	4	5	6	7	8	
Selección de Lixiviación, X (TWD)	4023.90	4623.90	4623.90	4623.90	4023.90	3623.90	3223.90	2823.90	4723.90	4523.90	4323.90	4123.90	3923.90	3723.90	3523.90	3323.90	4623.90	4423.90	4223.90	4023.90	3823.90	3623.90	3423.90	3223.90	4523.90	4323.90	4123.90	3923.90	3723.90	3523.90	3323.90	3123.90	
Peso de Calizas, X (TWD)	700.74	646.84	606.64	566.64	526.54	486.44	446.34	406.24	722.79	675.69	634.59	592.49	546.39	504.29	462.19	420.09	700.74	656.64	612.54	568.44	524.34	480.24	436.14	392.04	672.79	628.69	584.59	540.49	496.39	452.29	408.19	364.09	
Área Perdida W_{Co} (1-r) (TWD)	76.645	34.966	33.285	11.606	0.766	-10.074	-	-	69.809	44.126	22.446	0.766	-20.914	-	-	-	76.645	34.966	33.285	11.606	0.766	-10.074	-	-	69.809	44.126	22.446	0.766	-10.074	-	-	-	
Sala Alimentada al C.O., W_{Co} (TWD)	3803.46	4278.06	4108.96	4148.48	4023.90	3923.90	3823.90	3723.90	3269.54	3128.67	2995.91	2823.25	-597.34	-	-	-	3803.46	4278.06	4108.96	4148.48	4023.90	3923.90	3823.90	3723.90	3272.62	3128.06	2995.92	2823.26	-602.27	-	-	-	
Flujo de Sustancia, S (TWD)	227.25	212.95	192.65	184.35	177.19	-	-	-	220.10	205.79	191.45	177.19	-	-	-	-	212.95	194.65	184.35	177.19	-	-	-	-	205.79	191.45	177.19	-	-	-	-	-	
Dilución de las Áreas, q_1	16.737	5.767	10.617	8.518	4.530	-	-	-	14.837	4.726	5.515	4.110	-	-	-	-	12.809	3.699	12.877	3.691	-	-	-	-	10.640	2.593	3.269	-	-	-	-	-	
Dilución de las Áreas, q_2	3.520	3.738	4.027	4.340	4.515	-	-	-	3.780	3.401	3.656	3.950	-	-	-	-	2.518	3.320	3.255	3.322	-	-	-	-	2.430	2.611	2.322	-	-	-	-	-	
Dilución de las Áreas, q_3	4565.57	6391.80	6217.62	6043.35	5872.61	5704.58	5570.09	-	4565.57	6391.80	6219.44	6042.23	5872.87	5704.29	-	-	4565.57	6391.70	6219.44	6043.14	5872.05	5704.03	-	-	4565.57	6391.80	6217.62	6043.74	5874.80	-	-	-	
Flujo de Agua, W (TWD)	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	300	500	700	900	1100	1300	1500	1600	
Recuperación Máxima, r	1.3567	0.8141	0.5619	0.4536	0.3751	0.3090	0.2525	0.2007	1.3567	0.8141	0.5619	0.4535	0.3714	0.3033	0.2521	0.2007	1.3567	0.8141	0.5617	0.4535	0.3714	0.3030	0.2517	0.2007	1.3567	0.8142	0.5619	0.4536	0.3751	0.3090	0.2525	0.2007	
Número de Etapas, N	1	2	3	4	5	6	7	8	1	2	3	4	5	6	7	8	1	2	3	4	5	6	7	8	1	2	3	4	5	6	7	8	
Selección de Lixiviación, X (TWD)	4023.90	4623.90	4623.90	4623.90	4023.90	3623.90	3223.90	2823.90	3923.90	4123.90	4323.90	4523.90	4723.90	4923.90	5123.90	5323.90	4023.90	4023.90	4023.90	4023.90	3723.90	3423.90	3123.90	2823.90	4223.90	4223.90	4223.90	4223.90	4223.90	4223.90	4223.90	4223.90	
Peso de Calizas, X (TWD)	612.34	565.44	524.34	484.24	444.14	404.04	363.94	323.84	634.59	590.49	546.39	502.29	458.19	414.09	369.99	325.89	634.59	612.59	568.49	524.39	480.29	436.19	392.09	347.99	628.69	584.59	540.49	496.39	452.29	408.19	364.09	319.99	
Área Perdida W_{Co} (1-r) (TWD)	33.285	11.606	0.766	-10.074	-	-	-	-	23.446	0.766	-40.774	-	-	-	-	-	34.966	33.235	11.606	0.766	-10.074	-	-	-	69.809	44.126	22.446	0.766	-10.074	-	-	-	
Sala Alimentada al C.O., W_{Co} (TWD)	1651.77	1243.68	1077.47	911.26	745.05	578.84	412.63	246.42	1113.89	1023.54	933.19	842.84	752.49	662.14	571.79	481.44	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	1651.77	
Flujo de Sustancia, S (TWD)	198.646	184.345	177.19	-	-	-	-	-	191.45	177.19	-	-	-	-	-	-	212.95	194.65	184.35	177.19	-	-	-	-	205.79	191.45	177.19	-	-	-	-	-	
Dilución de las Áreas, q_1	8.315	6.745	2.807	-	-	-	-	-	5.517	2.422	-	-	-	-	-	-	12.809	3.699	12.877	3.691	-	-	-	-	10.640	2.593	3.269	-	-	-	-	-	
Dilución de las Áreas, q_2	2.014	2.170	2.257	-	-	-	-	-	1.967	1.694	-	-	-	-	-	-	2.518	3.320	3.255	3.322	-	-	-	-	2.430	2.611	2.322	-	-	-	-	-	
Dilución de las Áreas, q_3	4565.61	6391.89	6217.77	-	-	-	-	-	4565.57	6391.97	-	-	-	-	-	-	4565.60	6391.90	6219.58	6043.74	5874.80	-	-	-	4565.57	6391.90	6217.77	6044.80	5875.86	-	-	-	-

RELACIONES IMPORTANTES

$$r = \frac{(100 - 0.06)}{100} \left(1 - \frac{(15)^n}{10^n} \right) \frac{W}{10^n}$$

$$X = 634.59 - 0.2205 (N-1) \text{ TWD}$$

$$N = 10.7241 (X) \text{ TWD}$$

$$X = 4.23.300 - W \text{ o } q_2 \text{ TWD}$$

$$S = W_{Co} (1-r) \text{ TWD}$$

$$W_{Co} = \frac{107.064}{(1-r)} \text{ TWD}$$

Don q_1, q_2

VALORES CONOCIDOS

$$Co = 10.345$$

RELACIONES IMPORTANTES

$$r \text{ mayor o igual que } 1$$

$$W_{Co} \text{ mayor que } 0$$

$$\frac{2716.830}{(1-r)} \text{ mayor que } X$$

T A B L A XXXIII

Optimización de las Condiciones de los Circuitos CCD para

Producir un Valor Mínimo de $W_o(1-r)$ y máximo de q_o

q_s	<u>W</u>	<u>$W_o(1-r)$</u>	<u>r</u>	<u>M</u>	<u>W_o</u>	<u>S</u>	<u>q_o</u>	
	TMPD	TMPD	(%)100	-	TMPD	TMPD	Soln/sold	%sold.
500 TMPD soln	900	7.064	0.9878	6	579.02	177.194	3.268	23.43
	901	6.064	0.9987	7	4664.62	177.122	26.321	3.66
	902	5.064	0.9963	7	1368.65	177.051	7.730	11.45
	903	4.064	0.9940	7	677.33	176.979	3.827	20.72
	904	3.064	0.9988	8	2553.33	176.907	14.433	6.48
	905	2.064	0.9964	8	573.33	176.835	3.242	23.57
	906	1.064	0.9978	9	483.64	176.763	2.736	26.77
907	0.064	0.9976	10	26.67	176.691	0.151	86.88	
400 TMPD soln	800	7.064	0.858	5	497.47	177.194	2.807	26.26
	801	6.064	0.9994	6	10,106.67	177.122	57.060	1.72
	802	5.064	0.9970	6	1688.00	177.051	9.534	9.49
	803	4.064	0.9947	6	766.79	176.979	4.333	18.75
	804	3.064	0.9923	6	397.92	176.907	2.249	30.78
	805	2.064	0.9976	7	860.00	176.835	4.863	17.06
	806	1.064	0.9989	8	967.27	176.763	5.472	15.45
807	0.064	0.9993	10	91.43	176.691	0.517	65.90	
300 TMPD soln	700	7.064	0.9834	4	425.54	177.194	2.402	29.40
	701	6.064	0.9810	4	319.16	177.122	1.802	35.69
	702	5.064	0.9982	5	2813.33	177.051	15.890	5.92
	703	4.064	0.9958	5	967.62	176.979	5.467	15.46
	704	3.064	0.9934	5	464.24	176.907	2.624	27.59
	705	2.064	0.9991	6	2293.33	176.835	12.969	7.16
	706	1.064	0.9967	6	322.42	176.763	1.824	35.40
707	0.064	0.9998	9	320.00	176.691	1.811	35.57	

Ahora debemos optimizar el valor de "W", para los valores de q.S mencionados anteriormente, a fin de que la cantidad de zinc perdida sea mínima, esto es:

$$W_oCo (1-r) = \text{mínimo}$$

$$\text{como } Co = 10.84\%Zn. \text{ (constante)}$$

$$W_o(1-r) = \text{mínimo}$$

Luego en la tabla XXXIII se puede ver que sólo:

$(0.064)(0.1084) = 0.00694$ TMPD de Zinc se perderían en cada uno de los casos siguientes:

A) q.S = 500	W = 907	M = 9	q _o = 0.151
B) q.S = 400	W = 807	M = 10	q _o = 0.517
C) q.S = 300	W = 707	M = 10	q _o = 1.811

Según se ve en la tabla XXXIII el área del espesador principal para los circuitos A y B resultan demasiado grandes.

En cambio para el circuito C sería necesario un espesador principal de 106 pies aproximadamente, además de 10 espesadores de menor tamaño para el circuito CCD.

La siguiente posibilidad que pueda examinarse es la correspondiente a pérdidas iguales a $(0.1084)(1.064)$ TMPD de Zinc y en cuyo caso la solución adecuada sería el siguiente circuito:

$$q.S = 400 \qquad q_o = 5.472 \text{ (15.45\% sólidos)}$$

$$W = 706 \qquad \text{Diámetro} = 17 \text{ pies}$$

$$\text{Número de etapas} = 8 \qquad W_o = 967.273 \text{ TMPD}$$

Lo cual evidentemente demandará una inversión menor que el circuito anteriormente mencionado. Además de esto podemos mencionar otras ventajas:

- En caso de que el espesador principal sufra desperfectos será más fácil disponer de la solución contenida en un espesador de 17 pies que uno de 100 pies.

- La mayor dilución considerada en las arenas del espesador (5.472) evitará la cristalización del Sulfato de Zinc, igualmente las arenas serán descargadas con menor dificultad, evitándose cualquier tipo de atoros.

En cuanto a las pérdidas mayores de Zinc, éstas no son significativas; y puesto que el residuo final será descargado como una pulpa poco diluida, la solución secará en la zona de almacenamiento, cristalizando el Sulfa to de Zinc, esto quiere decir que finalmente serán recuperados estos va lores.

Luego el circuito que debe ser instalado tiene las siguientes caracterís ticas:

Espesador principal de 17 pies de diámetro

- Dilución de las arenas = 5.472 TM solución/TM sólido = 15.45% sólidos

Flujo de solución de las arenas = 967.273 TMPD

Flujo de sólidos de las arenas = 176.763 TMPD

Concentración de la solución = 10.84%Zn.

Espesadores del circuito CCD

Número de espesadores = 8

Dimensiones de los espesadores* = (Ver diseño de equipo)

- Dilución de las arenas = 2.263 TM solución/TM sólido = 30.65% sólidos

Flujo de sólidos de las arenas = 176.763 TMPD

- Flujo de solu ión de las arenas = 400.00 TMPD

- Flujo de agua de lavado = 806.00 TMPD

= Recuperación de Zn en el CCD = 99.89 %

E. BALANCE METALURGICO DEL CIRCUITO CCD

ELEGIDO

a) Cálculo de los flujos de solución.- Si llamamos "Wi" al flujo (en TMPD) de la solución de rebose de cada espesador, tendremos de acuerdo al balance realizado en la página 103, que:

$$W_1 = W_0 + W - q.S$$

$$W_2 = W_3 = W_4 = W_5 = W_6 = W_7 = W_8 = W$$

Luego:

$$W_1 = 967.273 + 806.000 - 400$$

* Las dimensiones serán determinadas posteriormente.

$$W_1 = 1373.273 \text{ TMPD}$$

$$W_2 = W_3 = W_4 = W_5 = W_6 = W_7 = W_8 = 806.000 \text{ TMPD.}$$

Por otro lado la solución (X_i) que entra al 1er espesador es:

$$X_1 = W_0 + W_2 = W_0 + W = 967.273 + 806.00$$

$$X_1 = 1773.273 \text{ TMPD de solución}$$

y en los espesadores del 2 al 8:

$$X_i = W + q.S = 806.00 + 400.00$$

$$X_2 = X_3 = X_4 = X_5 = X_6 = X_7 = X_8 = 1206.00 \text{ TMPD de solución.}$$

Puesto que el flujo de sólidos es constante e igual a 176.763 TMPD

el peso (P_i) y el porcentaje de sólidos de la pulpa alimentado a cada es pesador serán:

$$P_1 = 1773.273 + 176.763 = 1950.036 \text{ TMPD}$$

$$\% \text{ sólidos} = 100 \times 176.8/1950.036 = 9.06\%$$

y en los espesadores del 2 al 8:

$$P_2 = P_3 = P_4 = P_5 = P_6 = P_7 = P_8 = 1206.00 + 176.763 = 1382.763 \text{ TMPD}$$

$$\% \text{ sólidos} = 100 \times 176.763/1382.763 = 12.78\%$$

b) Cálculo de las concentraciones (C_i) de la solución.- Cada espesador - contendrá una solución con diferente concentración la cual puede ser calculada, haciendo balance de peso de Zinc en cada etapa (Ver figura).

Cálculo de C_8

$$W_0 C_0 (1-r) = q.S . C_8 = \text{Zinc perdido}$$

$$C_8 = W_0 C_0 (1-r)/q.S = (967.273)(10.84)(0.0011)/400$$

Resultando:

$$C_8 = 0.0288\% \text{ Zn.}$$

Cálculo de C_1

$$W_1 C_1 = r.W_0.C_0 = \text{Zinc recuperado}$$

$$C_1 = r \frac{W_0 C_0}{W_1} = \frac{(0.9989)(967.273)(10.84)}{1373.273}$$

Resultando:

$$C_1 = 7.627 \% \text{ Zn}$$

Cálculo de C₂

$$W_1 C_1 + qS \cdot C_1 = W_0 C_0 + W_2 C_2$$

$$C_2 = \frac{(W_1 + qS) C_1 - W_0 C_0}{W_2}$$

$$W_2$$

$$C_2 = \frac{(1373.273 + 400.00)(7.627) - (967.273)(10.840)}{806.0}$$

$$806.0$$

$$C_2 = 3.7707\% \text{ Zn}$$

Cálculo de C₃

$$(W_2 + q \cdot S) C_2 = qS \cdot C_1 + W_3 C_3$$

$$C_3 = \frac{(W_2 + q \cdot S) C_2 - qS \cdot C_1}{W_3}$$

$$W_3$$

$$C_3 = \frac{(1206.00)(3.7707) - (400)(7.627)}{806}$$

$$806$$

$$C_3 = 1.8569\% \text{ Zn.}$$

Cálculo de C₄

$$(W_3 + q \cdot S) C_3 = W_4 \cdot C_4 + qS \cdot C_2$$

$$C_4 = \frac{(W_3 + q \cdot S) C_3 - qS \cdot C_2}{W_4}$$

$$W_4$$

$$C_4 = \frac{(1206.0)(1.8569) - (400)(3.7707)}{806}$$

$$806$$

$$C_4 = 0.9072\%$$

Cálculo de C₅

$$(W_4 + q \cdot S) C_4 = W_5 C_5 + qS \cdot C_3$$

$$C_5 = \frac{(W_4 + q \cdot S) C_4 - qS \cdot C_3}{W_5}$$

$$W_5$$

$$C_5 = \frac{(1206.0)(0.9072) - (400)(1.8569)}{806}$$

$$806$$

$$C_5 = 0.4358\%$$

Cálculo de C_6

$$(W_5 + q.S) C_5 = W_6 C_6 + qS.C_4$$

$$C_6 = \frac{(W_5 + q.S) C_5 - qS.C_4}{W_6}$$

$$C_6 = \frac{(1206.0)(0.4358) - (400)(0.9072)}{806}$$

$$C_6 = 0.2019\%$$

Cálculo de C_7

$$(W_6 + q.S) C_6 = W_7 C_7 + qS.C_5$$

$$C_7 = \frac{(W_6 + qS) C_6 - qS.C_5}{W_7}$$

$$C_7 = \frac{(1206.0)(0.2019) - (400)(0.4358)}{806}$$

$$C_7 = 0.0858\% \text{Zn.}$$

Cálculo de C_8

Los valores aquí calculados pueden ser comparados con el valor hallado anteriormente. Luego:

$$(W_7 + q.S) C_7 = W_8 C_8 + q.S.C_6$$

$$C_8 = \frac{(W_7 + q.S) C_7 - qS.C_6}{W_8}$$

$$C_8 = \frac{(1206.0)(0.0858) - (400)(0.2019)}{806}$$

$$C_8 = 0.0282\% \text{Zn.}$$

También:

$$qS.C_7 = (W + qS) C_8$$

$$C_8 = \frac{(qS) C_7}{(W + qS)}$$

$$C_8 = \frac{(400)(0.0858)}{1206}$$

$$C_8 = 0.0285 \% \text{ Zn}$$

Lo cual indica que el balance es bastante preciso, y consideraremos $C_8 = 0.0285 \% \text{ Zn}$ que es el valor promedio

c) Cálculo del diagrama de flujo balanceado.- Con los valores de flujo de solución y sólido y de concentración de la solución, el balance de Zinc, Solución, etc. que entra y sale de cada etapa puede ser determinado.

El peso de solución alimentado al espesador principal fue determinado anteriormente y es:

$$X = 4123.900 - W + q.S$$

$$X = 4123.900 - 806.000 + 400$$

$$X = 3717.90 \text{ TMPD}$$

La restricción impuesta para X (pág.151) también se cumple pues:

$$\frac{3716.830}{0.9989} = 3720.923 \text{ mayor que } 3717.900$$

El peso de Zinc alimentado es: $(0.1084)(3717.900) = 403.020 \text{ TMPD}$

El peso de calcina que debe alimentarse es:

$$K = 634.589 - 0.2205 (W - q.S)$$

$$K = 634.589 - 0.2205 (806.00 - 400.00)$$

$$K = 545.066 \text{ TMPD}$$

y el peso de Zinc alimentado en dicha calcina será:

$$Z_k = (545.066)(0.508)(0.9677)$$

$$Z_k = 267.950 \text{ TMPD}$$

El peso de residuo producido es $= (0.3243)(545.066) = 176.765 \text{ TMPD}$

El balance metalúrgico es completado por los pesos de Zinc determinados en el circuito CCD, los cuales se hallan multiplicando el peso de solución (TMPD) por la concentración de ella (en % Zn).

El diagrama de flujo balanceado se muestra en la figura 31

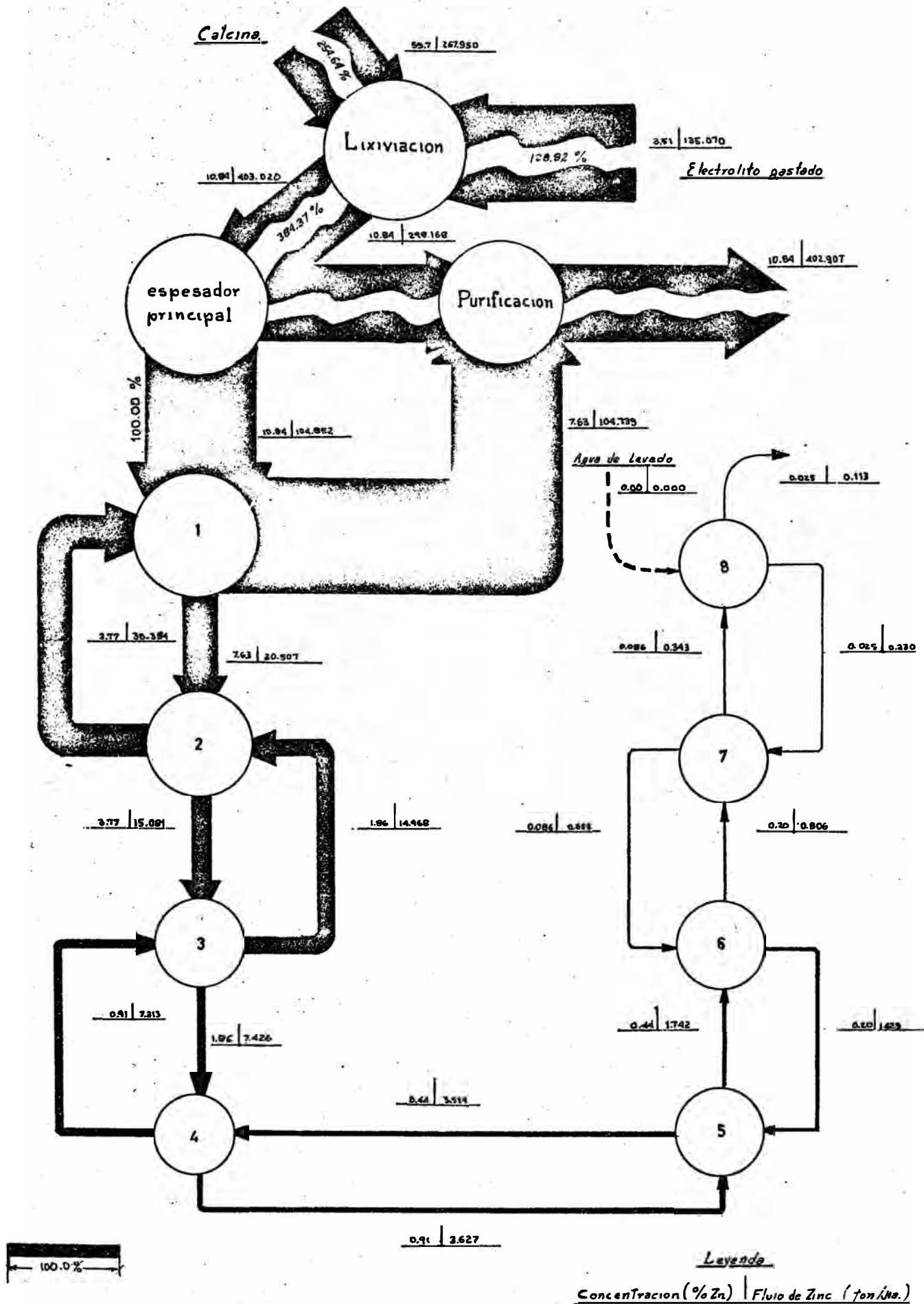


Fig.31.- Diagrama de flujo cuantitativo del Circuito CCD propuesto.
Balance de Zinc

d) Cálculo de las concentraciones de otros elementos en el residuo final.- El contenido de Zinc en el residuo final resultó de 0.0285% Zn el cual corresponde a 0.285 gr Zn/litro de soln. El contenido de los otros elementos presentes en la pulpa original también habrá disminuído y sus concentraciones se determinan usando las relaciones anotadas en la Sec. 2, Capítulo III, luego:

Concentración de Zn	=	$10^3 \times 0.285$	=	285.0 mg/lt
Concentración de Cu	=	1.05×0.285	=	0.299 mg/lt
Concentración de Cd	=	1.50×0.285	=	0.428 mg/lt
Concentración de Mn	=	32.31×0.285	=	9.208 mg/lt
Concentración de Fe	=	0.04×0.285	=	0.011 mg/lt
Concentración de H ₂ SO ₄	=	0.03×0.285	=	0.009 mg/lt
Concentración de As	=	0.006×0.285	=	0.002 mg/lt
Concentración de Sb	=	0.011×0.285	=	0.003 mg/lt
Concentración de Pb	=	0.225×0.285	=	0.064 mg/lt
Concentración de Cl	=	0.451×0.285	=	0.129 mg/lt

De acuerdo a las especificaciones impuestas por el control de la contaminación, todos los elementos contaminantes excepto el Zinc y el Manganeso se encuentran en concentraciones permisibles. De cualquier modo no existirá contaminación pues el rebose ha sido eliminado por el alto contenido de sólidos (30.65 %) en el residuo final.

En el supuesto caso de que se desee diluír esta pulpa para agilizar su transporte y diluír la concentración de Mn por ejemplo a límites permisibles se requerirá una dilución exagerada resultando una pulpa de 0.61 % sólidos. Esto significa que habrá rebose en la poza de residuos amén de que mayor cantidad de fluido deberá ser transportado. Luego aunque mayor pérdida de fricción existirá con un residuo espeso, éstas se compensan con el menor volumen de pulpa que debe ser transportado.

F. DISEÑO DEL EQUIPO PRINCIPAL Y AUXILIAR

El equipo principal lo constituyen los espesadores y agitadores, y el equipo auxiliar las bombas, tuberías e instrumentos de medición.

1. Diseño del Espesador Principal.- Las dimensiones del espesador principal de acuerdo al contenido de sólidos en las arenas figuran en la tabla XXII . Teniendo en cuenta un contenido de 15.45% de sólidos, el espesador resulta de 17.46 pies. Luego asumiendo un factor de seguridad de 1.25 para el área unitaria, el diámetro será:

$$b = \sqrt{1.5} (17.46) = 21.384 \text{ pies}$$

El espesador comercial de acuerdo a catálogos Denver resulta con las siguientes dimensiones:

$$21.38' \times 10' = 22' \times 10'$$

$$\text{Diámetro} = 22.0 \text{ pies}$$

$$\text{Altura} = 10.0 \text{ pies } (9' 11'')$$

El espesador mas adecuado es el del tipo "Denver Spiral Rake", el cual se muestra en la figura 32 con sus características señaladas allí.

2. Diseño de espesadores del circuito CCD.- En el capítulo anterior se confeccionó un modelo matemático para predecir el área unitaria como función del contenido de sólidos (% sólidos) y la densidad de la solución (gr/lt) de la pulpa original alimentada a cada espesador, y considerando un contenido de sólidos de 30.65% en las arenas. Luego determinando las densidades de la solución a partir del contenido de Zn (Referencia 15) y el % de sólidos del Balance Metalúrgico, podemos determinar el área unitaria y el diámetro del espesador requerido en cada etapa.

Los resultados son registrados en la tabla XXXIV.

El diámetro comercial ha sido obtenido considerando un factor de seguridad de 1.5 para el área unitaria. Podemos asegurar que el área determinada será realmente la necesaria, y este factor de seguridad se considera únicamente para los defectos que pudieran existir en cuanto

T_A_B_L_A_XXXIV

Diseño de los espesadores del circuito CCD

Sólidos = 176.765 TMPD (194.442 ton/día)

Espesador	Concentración de las soluciones		Densidad de las soluciones	Concentración de sólidos de la pulpa	Area Unitaria	Area Total	Diámetro	Dimensiones comerciales
	% Zn	% <u>ZnSO₄</u>	gr/lt	%	pie ² /ton/día	pie ²	pies.	D x H
1	7.63	18.84	1220	9.06	1.140	201.51	16.02	20' x 9' 11"
2	3.77	9.33	1103	12.78	0.800	155.55	14.07	18' x 7' 11"
3	1.86	4.60	1048	12.78	0.400	77.78	9.95	14' x 7' 11"
4	0.91	2.25	1024	12.78	0.200	38.89	7.04	10' x 6' 11"
5	0.44	1.09	1012	12.78	0.200	38.89	7.04	10' x 6' 11"
6	0.20	0.50	1006	12.78	0.200	38.89	7.04	10' x 6' 11"
7	0.086	0.21	1002	12.78	0.200	38.89	7.04	10' x 6' 11"
8	0.025	0.06	1001	12.78	0.200	38.89	7.04	10' x 6' 11"

22' Denver Spiral Rake Thickener

(Espesador de 22' con Rastrillos en espiral)

TORQUE DE MADERA
 POTENCIA = 3/4 Hp.

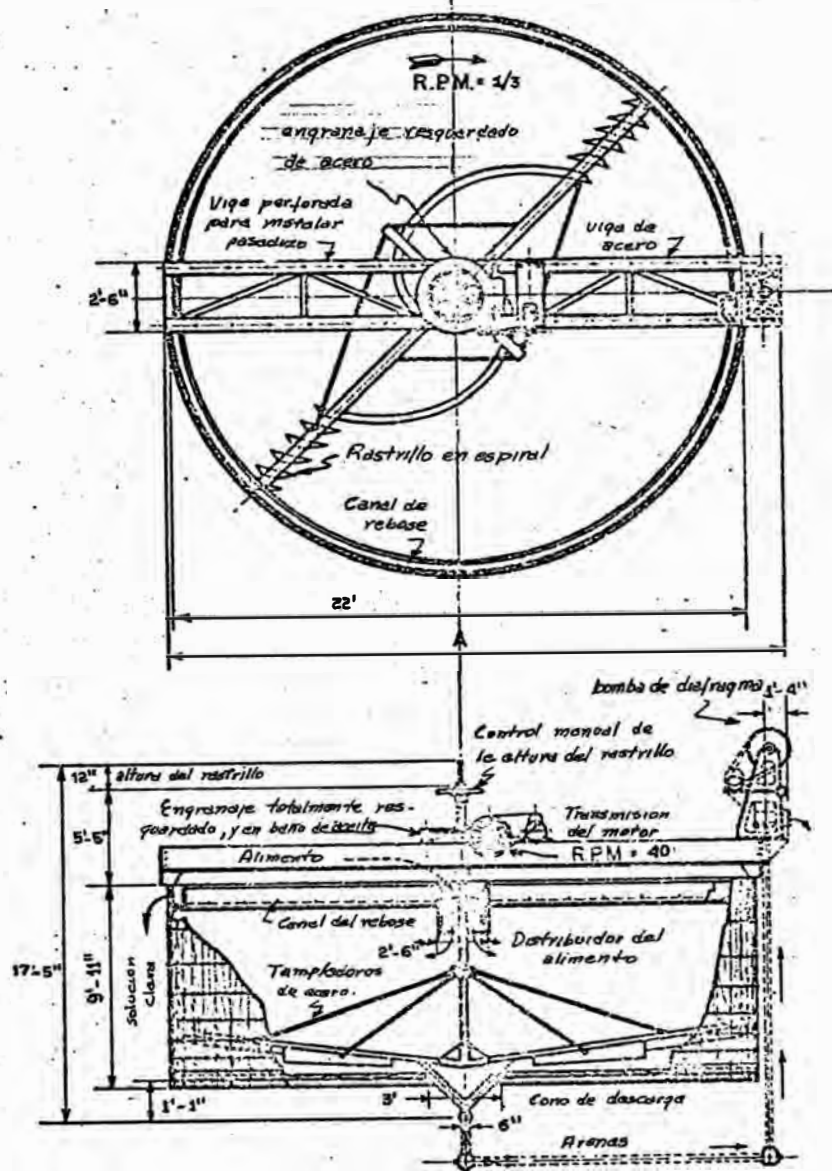
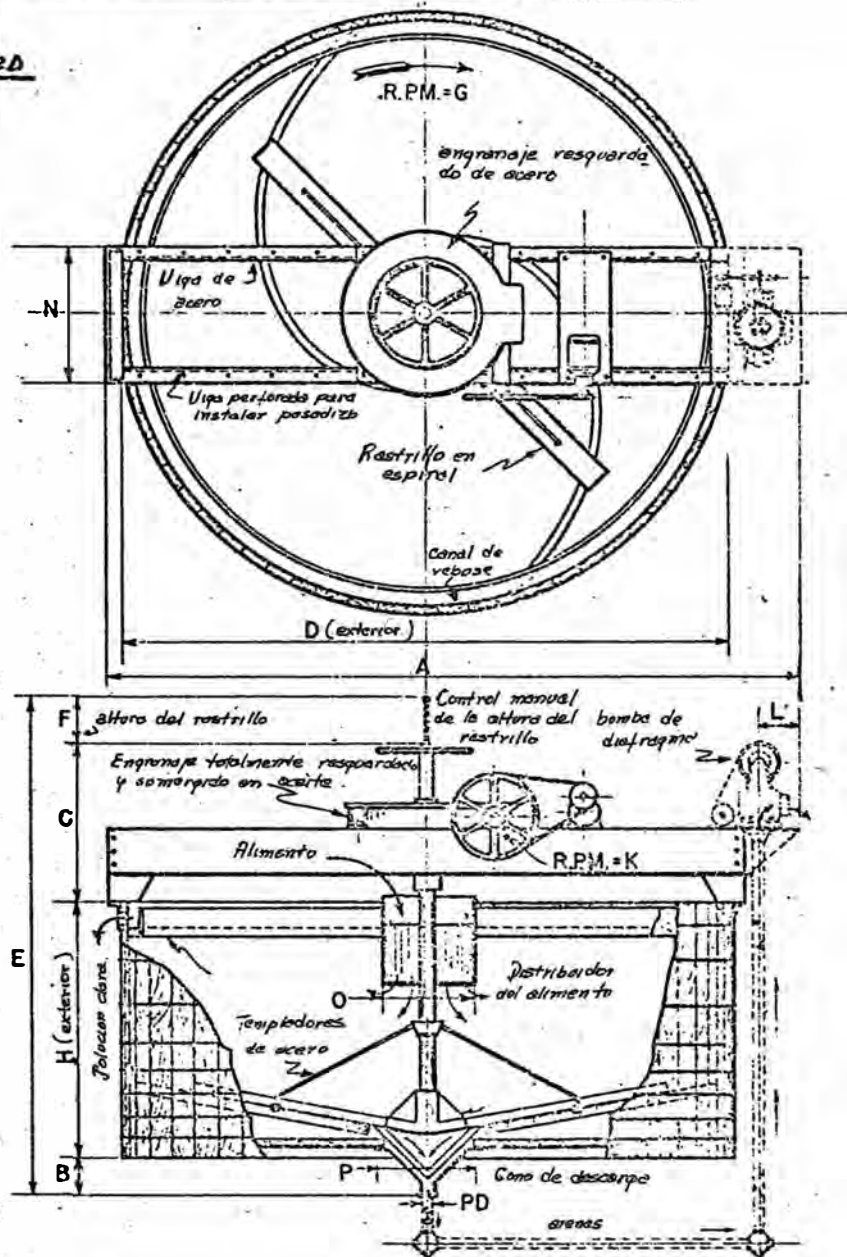


Fig.32.- Característica del espesador Denver de rastrillo en espiral de 20'

5' to 20' Denver Spiral Rake Thickener

(Espesadores desde 5' a 20', con Rastrillas en espiral)

TANQUE DE MADERA



D	H	Sin bomba		Incluye bomba		B	C	E	F	R.P.M.		L	N	O	P	PD	Área de Asentamiento (pie ²)
		A	HP	A	HP					G	K						
5'	4'-11"	5'-6½"	¾	6'-5½"	¾	4½"	1'-7"	7'-4½"	6"	¾	48	11½"	14"	14"	15"	4"	17
6'	5'-11"	6'-6½"	¾	7'-5½"	¾	4½"	1'-9"	8'-6½"	6"	¾	48	11½"	14"	14"	15"	4"	25
8'	6'-11"	8'-6½"	1½	9'-8"	¾	6"	3'-1½"	11'-2½"	8"	¾	60	11½"	18"	18"	18"	6"	46
10'	6'-11"	10'-6½"	¾	11'-5"	¾	6"	3'-1½"	11'-2½"	8"	¾	60	11½"	18"	18"	18"	6"	73
12'	7'-11"	12'-4½"	¾	13'-8"	1	7½"	3'-11"	13'-3½"	10"	¾	55	12"	20"	18"	24"	6"	105
14'	7'-11"	14'-4½"	¾	15'-8"	1	7½"	3'-11"	13'-3½"	10"	¾	55	12"	20"	18"	24"	6"	145
16'	7'-11"	16'-5"	¾	17'-10½"	1½	7½"	5'-4½"	14'-11"	12"	¾	60	12"	2'-6"	24"	24"	6"	197
18'	7'-11"	18'-5"	¾	19'-10½"	1½	7½"	5'-4½"	14'-11"	12"	¾	60	12"	2'-6"	24"	24"	6"	244
20'	9'-11"	20'-5"	¾	21'-10½"	1½	1'-1"	5'-5"	17'-5"	12"	¾	40	1'-4"	2'-6"	2'-6"	3'-0"	6"	303

Fig.33.- Característica de los espesadores Denver de 5'a 20'

a uniformidad de alimentación, adición de floculantes, etc., se refiere. Las alturas mínimas fueron calculadas como se menciona en el Capítulo (IV), y como resultaron menores que las comerciales se toman estas por seguridad. Además hay que tener en cuenta que cuanto mayor sea la altura del espesador mayor será el volumen de solución que puede ser almacenado en caso de desperfectos en el circuito, reduciéndose de ésta manera las pérdidas por descarga de solución.

De igual modo el tipo más adecuado de espesador resulta el "Denver Spiral Rake" (con rastrillos en espiral), y las características comerciales adicionales son indicadas en la figura 33

Todos los espesadores son de madera, las bombas de diaphragma para cada uno de ellos son calculadas en la sección siguiente.

3. DISEÑO DE LOS AGITADORES O MEZCLADORES

3a. Cálculo de las dimensiones del tanque.- Los agitadores deben realizar la mezcla de las arenas con el rebose. El tiempo de retención de acuerdo a cálculos previos (pag. 78) resultó de 20 minutos, sin embargo podemos asumir sólo 10 minutos puesto que la dilución de las arenas no es excesiva, y no se producirá cristalización. Además el número de etapas es grande y en cada uno de ellos habrá disolución del $ZnSO_4 \cdot 7H_2O$ en caso de que éste se formase.

El peso de pulpa que debe ingresar a cada agitador (y al espesador) se determina del circuito balanceado, y como la densidad de cada solución y del sólido (4.65 gr/cc) es conocida se pueden determinar los volúmenes de las pulpas que ingresan a cada agitador. Los resultados se resumen en la tabla XXXV.

T A B L A XXXV

Volúmenes que ingresan a cada agitador

Tiempo de retención = 10 minutos

<u>Agitador</u>	<u>Peso de Pulpa</u> Kg/min.	<u>Volumen Pulpa</u> lt/min.	<u>Relación</u> Vol Soln/Vol Pulpa	<u>Densidad Pulpa</u> lb/pie ³	<u>Volumen del tanque</u> pie ³	<u>Dimensiones* Comerciales</u> D x H pies	<u>Motor Incluido</u> Hp
1	1950.1	1042.70	0.025	116.70	368.2	10 x 10	7 1/2
2	1382.8	788.19	0.033	109.45	278.3	8 x 8	5
3	1382.8	824.79	0.032	104.61	291.3	8 x 8	5
4	1382.8	844.51	0.031	102.17	298.2	8 x 8	5
5	1382.8	854.03	0.031	101.03	301.6	8 x 8	5
6	1382.8	859.51	0.031	100.39	303.5	8 x 8	5
7	1382.8	861.67	0.031	100.14	304.3	8 x 8	5
8	1382.8	863.89	0.031	99.88	305.1	8 x 8	5

* De acuerdo a catálogos Denver; estos tanques pueden ser fabricados de madera o acero; y son adecuados los primeros para tratar soluciones corrosivas como es nuestro caso.

3b. Cálculo de la potencia del impulsor.- La potencia calculada para los impulsores resulta mayor que las consideradas por la firma Denver en la tabla anterior, ello es debido a que dichos impulsores fueron calculados para pulpas con viscosidades próximas a la del agua, lo cual no es nuestro caso. El cálculo de la potencia del impulsor se hace en base a la velocidad de agitación (Rps) viscosidad y densidad de la pulpa y el diámetro de las hélices del impulsor. Luego:

- Agitador NQ1.- Que recibe las arenas del espesador principal y el rebose del 2º espesador del circuito CCD.

Determinamos el Número de Reynolds para el agitador:

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 \cdot N \cdot d}{u} \quad (\text{usando 4 deflectores})$$

donde:

D_a = Diámetro del impulsor (pies)

N = Velocidad de agitación (Rev. por segundo, Rps)

d = Densidad de pulpa (lb/pie^3)

u = Viscosidad absoluta de la pulpa ($\text{lb}/\text{pie}/\text{seg}$)

tenemos que:

$$N = 400 \text{ Rpm} = 6.67 \text{ Rps}$$

$$(D_{\text{agitador}} / D_{\text{tanque}})^* = 0.23 \quad (\text{según Perry's Handbook})$$

$$D_T = 10 \text{ pies}$$

$$D_a = 0.23 \times 10 = 2.30 \text{ pies}$$

$$u = 0.380 \text{ lb}/\text{pie}/\text{seg}$$

$$d = 116.70 \text{ lb}/\text{pie}^2$$

luego:

$$N_{Re} = \frac{(2.30)^2 (6.67) (116.70)}{0.38} = 10,836$$

como N_{Re} mayor que 10,000 estamos en la región turbulenta, y podemos aplicar:

* Esta relación se considera como óptima.

Denver (Patented) Super-Agitator and Conditioner

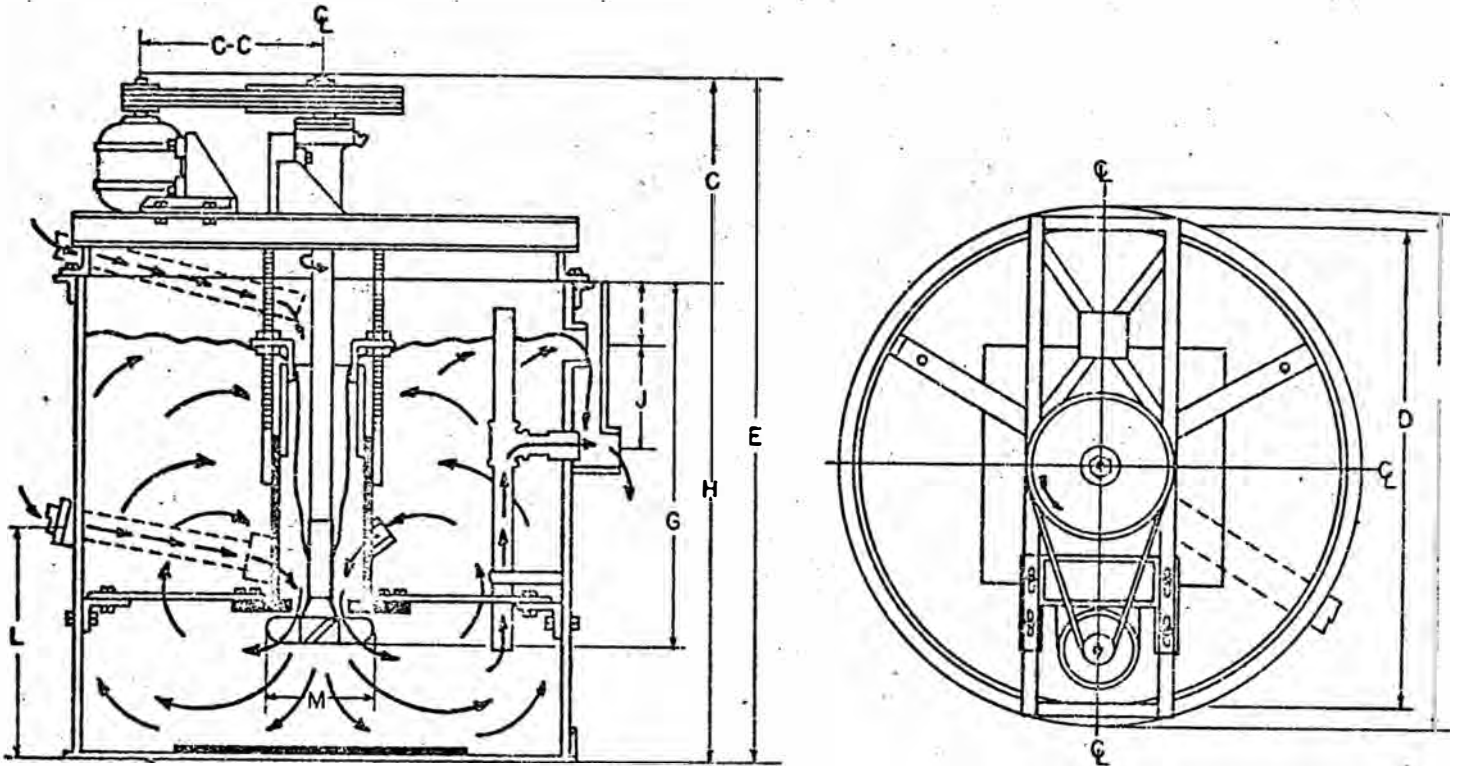


Fig 34

Superagitadores Tipo Denver - Patented

ESPECIFICACIONES

Dimensiones D x H	A	C	C-C	E	G	I	J	L	M	Tubo del alimento
3' x 3'	3'- 4 $\frac{3}{8}$ "	1'-10 $\frac{1}{2}$ "	1'-10"	4'-10 $\frac{1}{2}$ "	2'- 3"	5"	8"	1'-8"	1'-0"	3"
4' x 4'	4'- 4 $\frac{1}{4}$ "	2'- 1 $\frac{3}{4}$ "	1'- 7"	6'- 1 $\frac{3}{4}$ "	2'-10"	6"	10"	2'-1 $\frac{13}{16}$ "	1'-0"	3"
5' x 5'	5'- 5 $\frac{1}{4}$ "	2'- 2 $\frac{1}{2}$ "	1'-10"	7'- 2 $\frac{1}{2}$ "	3'- 8"	8"	1'- 0"	2'-6 $\frac{1}{16}$ "	1'-3"	4"
6' x 6'	6'- 6 $\frac{1}{4}$ "	2'- 2 $\frac{1}{2}$ "	1'-10"	8'- 2 $\frac{1}{2}$ "	4'- 6"	9"	1'- 2"	2'-8 $\frac{1}{8}$ "	1'-3"	4"
7' x 7'	7'- 6 $\frac{1}{4}$ "	2'- 5 $\frac{1}{2}$ "	2'-11"	9'- 5 $\frac{1}{2}$ "	5'- 3"	9"	1'- 3"	3'-1"	1'-6"	5"
8' x 8'	8'- 6 $\frac{1}{4}$ "	2'- 9"	2'-11"	10'- 9"	6'- 0"	9"	1'- 3"	3'-4 $\frac{3}{4}$ "	1'-6"	5"
10' x 10'	10'- 7 $\frac{3}{8}$ "	2'- 9"	2'-11"	12'- 9"	7'- 6"	9"	1'- 4"	4'- $\frac{1}{2}$ "	2'-0"	6"
12' x 12'	12'- 7 $\frac{3}{8}$ "	4'- 0"	4'- 0"	16'- 0"	9'- 0"	9"	1'- 4"	4'-7"	2'-6"	6"
14' x 14'	14'- 8"	4'- 6"	4'- 8"	18'- 6"	10'- 6"	11"	1'- 7"	5'-3"	3'-0"	6"
16' x 16'	16'- 8"	4'- 8"	4'- 1"	20'- 8"	12'- 0"	11"	1'-10"	6'-1"	3'-5"	8"
18' x 18'	18'-10"	4'- 8"	4'- 6"	22'- 8"	13'- 0"	11"	2'- 1"	7'-5"	3'-6"	8"
20' x 20'	20'-10"	5'- 0"	4'- 6"	25'- 0"	15'- 0"	11"	2'- 4"	8'-2"	3'-6"	10"

$$\text{Potencia} = K \cdot N^3 \cdot D_a^5 \quad (\text{lb-f} \cdot \text{pie/seg})$$

donde: $K = 0.32$ para un impulsor con 3 hojas

$$\text{luego: Potencia} = (0.32)(6.67)^3 (2.30)^5 \times 1.818/1000 \text{ Hp}$$

$$\text{Potencia} = 11.1 \text{ Hp}$$

La misma fórmula es usada para el resto de impulsores pues N_{Re} siempre es mayor que 10,000 como se anota:

$$\text{Agitador 2} \quad \text{-----} \quad N_{Re} = 245,889$$

$$\text{Agitador 3} \quad \text{-----} \quad N_{Re} = 473,050$$

$$\text{Agitador 4} \quad \text{-----} \quad N_{Re} \text{ mayor que } 473,050$$

$$\text{Agitadores 5 al 8} \quad \text{-----} \quad N_{Re} \text{ mayor que } 473,050$$

En este caso:

$$D_T = 8 \text{ pies}$$

$$D_a = 0.23 \times 8 = 1.84 \text{ pies}$$

$$\text{Potencia} = (0.32)(6.67)^3 (1.84)^5 \times 1.818/1000 \text{ Hp}$$

$$\text{Potencia} = 3.64 \text{ Hp}$$

Luego de acuerdo a los motores para los Super agitadores Denver se tendría que el motor requerido para el 1º agitador será de 10 Hp (debiendo reducirse la velocidad a 6.4 Rps) y para el resto de agitadores bastarán motores de 5 Hp.

Los Super-agitadores Denver y sus características son especificados en la figura 34

4. DISEÑO DE LAS BOMBAS Y TUBERIAS

Una bomba de diafragma es lo mas adecuado para la descarga de las arenas y su transporte hasta el agitador situado en la parte superior de cada espesador, el rebose de cada espesador se descargará por gravedad debiendo por lo tanto, colocarse los espesadores a diferentes niveles. (flujo en cascada)

En principio se pensó en realizar la descarga de las arenas también por gravedad, y aunque ésto es posible, el control del flujo será prácticamente imposible, existiendo la posibilidad de atoros que en cambio una bomba de diaphragma además de ejercer notable succión sobre la descarga, puede regular el flujo de pulpas aún espesas; incluso este flujo puede ser regulado mientras la bomba esté operando.

- Máxima altura de succión.- La máxima altura de succión de una bomba de diaphragma, según sus fabricantes es 14 pies, al nivel del mar.

Puesto que la presión local es 492.7 mm Hg, la máxima succión permisible será menor, e igual a:

$$\frac{492.7}{760.0} \times 14 = 9.08 \text{ pies} = 9 \text{ pies}$$

Tomamos como base de nuestros cálculos al espesador principal puesto que sus pérdidas por fricción y dimensiones de tuberías son mayores. La succión necesaria para la bomba de succión se deduce del siguiente balance (figura 35)

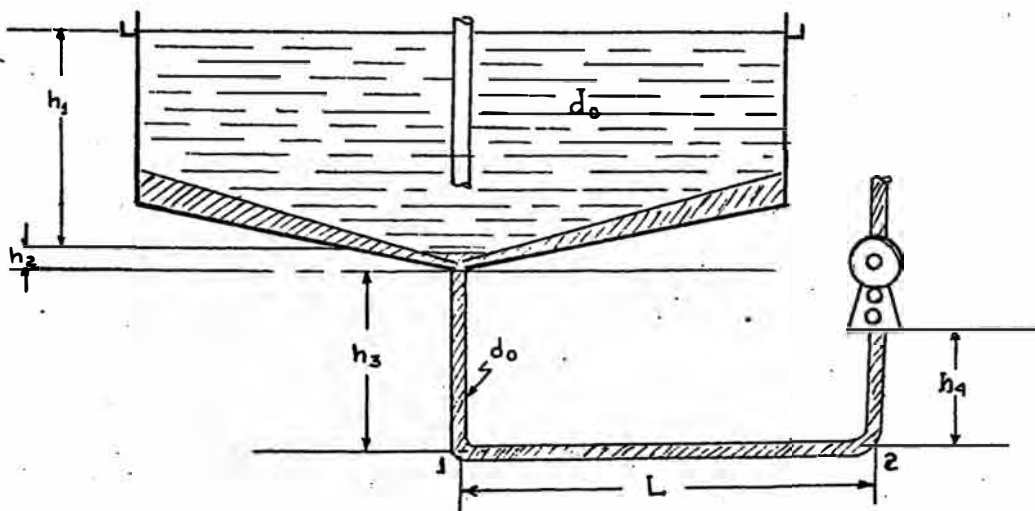


Fig. 35.- Flujo de descarga del espesador

donde:

d_o = Densidad del líquido (lb/pie³)

P = Densidad de pulpa (lb/pie³)

P_L = Presión local (lb/pulg²)

C = Pérdidas de fricción en codos 1 y 2 (lb/pulg²)

f = Pérdidas de fricción en tubería en h_3 , h_4 , L (lb/pulg²)

$$\begin{aligned} \text{Succión} &= P_L + h_1 d_o + h_2 d + h_3 d - C_1 - C_2 - h_4 d - \frac{v^2}{2g} - \Delta f \\ &= P_L + h_1 d_o + d (h_2 + h_3 - h_4) - C_1 - C_2 - \frac{v^2}{2g} - \Delta f \end{aligned}$$

Como:

$$C_1 = C_2 = K \cdot v^2 / 2g$$

y para codos de 90°, $K = 0.8$

$$- C_1 - C_2 = - 1.6 v^2 / 2g$$

Las longitudes h_1 , h_3 , L , h_4 son determinadas por el arreglo de planta mostrado en la figura *

$$h_3 = h_4 = 3'$$

$$L = D \text{ (diámetro del espesador)} = 20 \text{ pies}$$

$$h_1 = H \text{ (altura del espesador)} = 10 \text{ pies}$$

$$h_2 = 0 \text{ (mínimo)}$$

Luego:

$$\text{Succión} = P_a + 10 d_o + d (3+0-3) - 2.6 v^2 / 2g - \Delta f$$

$$P_a + 10 d_o - 2.6 v^2 / 2g - \Delta f$$

Como la succión máxima resultó de 9 pies ó 3.9 psi, se debe cumplir que:

$$P_a + 10 d_o + 3.9 - 2.6 v^2 / 2g - \Delta f > 0$$

$$P_a = \frac{492.7}{760} = 14.7 = 9.53 \text{ psi}$$

d_o aproximadamente 62.3 lb/pie³ (solución del 8° espesador, mini

$$10 d_o = \frac{623.0}{144} \text{ lb/pie}^3 = 4.33 \text{ psi} \quad \text{mo)$$

Luego:

$$9.53 + 4.33 > 2.6 v^2 / 2g + \Delta f$$

Cálculo de $V^2/2g$ y Δf

V se determina de:

$$Q = \frac{(400 + 38) \times 10^3}{(24)(60)(28.52)} = 10.74 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$Q = \frac{\pi D^2}{4} V = 10.74 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$V = \frac{0.228}{D^2} \text{ pie}/\text{seg} \quad (\text{Ec.1})$$

La velocidad crítica para impedir la deposición de las partículas en la tubería, es:

$$V = (N_F)_c \sqrt{gD}$$

donde $(N_F)_c$ es el número de Froude crítico, que en nuestro caso es aproximadamente 2.0 (Referencia).

Luego: V mayor o igual que $32.2 \times \sqrt{D}$

y usando la ecuación 1 :

$$\frac{0.228}{D^2} \text{ mayor o igual que } 2.0 \quad 32.2 \times \sqrt{D}$$

$$D^{5/2} \text{ menor o igual que } 0.020$$

$$D \text{ máximo} = 0.21 \text{ pies} = 2.52 \text{ pulg} = 6.4 \text{ cm.}$$

$$D \text{ mínimo} = 5.17 \text{ pies}/\text{seg}$$

Pérdida de carga de velocidad

$$\frac{d \cdot V^2}{2g} = \frac{(5.17)^2}{2 \times 32.2} \times 116.70 = \frac{48.44}{144} \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2} = 0.336 \text{ psi}$$

donde:

$$116.70 \text{ lb}/\text{pie}^3 = \text{densidad de pulpa.}$$

* Esta disposición del equipo principal fue realizada teniendo en cuenta las facilidades de espacio, desnivel necesario para flujo en cascada, movimiento de personal y maquinaria de mantenimiento y operación.

Cálculo de Δf . Despreciando el efecto de la distribución heterogénea de los sólidos, determinamos primero el factor de fricción "f".

$$N_{Re} = \frac{V \cdot D \cdot d}{u} = \frac{5.17 \times 0.21 \times 116.70}{0.032} = 3959$$

donde:

48 centipoises/1488 = 0.032 lb/pie/seg, es la viscosidad (u) de la pulpa.

En una tubería comercial de acero:

$$E = 0.0046 \text{ cm}$$

y siendo, $D = 6.4 \text{ cm}$.

$$E/D = 0.00072$$

Con estos valores de E/D y N_{Re} , en el diagrama de Moody encontramos que:

$$f = 0.040$$

y:

$$p = \frac{2 \cdot f \cdot d \cdot V^2 \cdot L}{g \cdot D}$$

donde:

$$f = 0.040$$

$$d = 116.70 \text{ lb/pie}^3$$

$$V = 5.17 \text{ pie/seg}$$

$$L = 3 + 20 + 3 = 26 \text{ pies}$$

$$g = 32.2 \text{ pie/seg}^2$$

$$D = 0.21 \text{ pie}$$

$$p = \frac{2 \times 0.040 \times 116.70 \times (5.17)^2 \times 26}{32.2 \times 0.21} = 959.49 \text{ lb/pie}^2$$

$$p = \frac{959.49}{144} = 6.63 \text{ psi}$$

La succión necesaria puede deducirse del balance:

$$9.53 + 4.33 \text{ mayor o igual que } 2.6 (0.336) + 6.63 \text{ (lb/pulg}^2)$$

$$13.86 \text{ mayor o igual que } 7.50 \text{ (lb/pulg}^2)$$

y como esta condición ha sido cumplida podemos asumir que la presión de succión necesaria será insignificante, pudiendo colocarse "cualquier" -

bomba de diafragma a la altura mencionada.

Potencia de la bomba .- El paso siguiente consiste en calcular la potencia de la bomba necesaria para descargar la pulpa a la altura y con el flujo deseados.

Tomando nuevamente como base el espesador número uno en el arreglo de Planta establecido anteriormente. Según esto, en la figura 36 tenemos las longitudes de las tuberías, considerándose únicamente el sector posterior a la descarga de la bomba. (el sector anterior se incluye en la sección.)

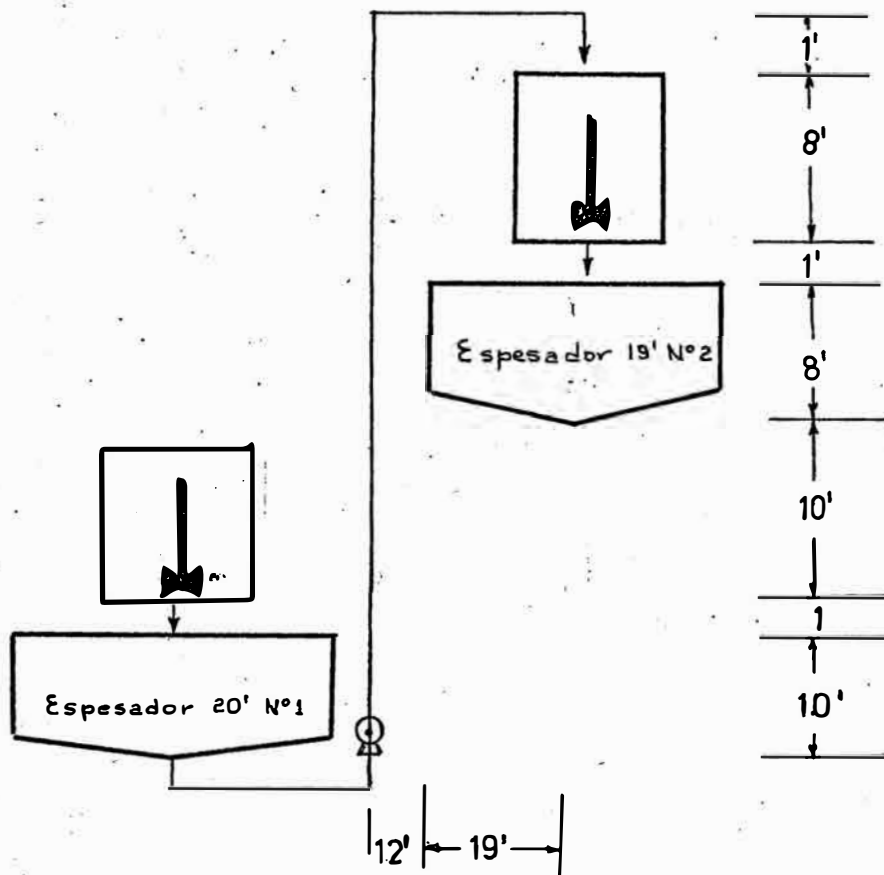


Fig. 36.-Flujo de las arenas en el Circuito CCD

Pérdidas por fricción.-

Longitud vertical = 1' + 8' + 1' + 8' + 10' + 1' + 10' = 39 pies

Longitud horizontal = 12' + 19' = 31 pies

Longitud total = 39' + 31' = 70 pies

Factor de seguridad = 1.2

Longitud considerada = 1.2 x 70 = 84 pies

Codos = 2 codos de 90°

Las pérdidas por fricción fueron calculadas anteriormente, luego para 84 pies de tubería que transportan la misma pulpa serán:

$$\frac{6.63}{26} \text{ .psi} \times 84 = 21.42 \text{ psi}$$

Carga de Velocidad y pérdidas en codos y entradas.-

La carga de velocidad es:

$$0.336 \text{ psi}$$

pérdidas por el codo (K = 0.8) y en la entrada al agitador (K=0.2) válvula completamente abierta.

$$(0.8 + 0.2) \frac{V^2}{2g} = 1 \times 0.336 = 0.336 \text{ psi}$$

Carga estática.-

$$\begin{aligned} d.h &= 39 \text{ pies} \times 116.7 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} = \frac{4555.13}{144} \text{ l /pie}^2 \\ &= 31.61 \text{ lb/pulg}^2 \end{aligned}$$

Carga total (Flujo de descarga).-

Carga total = Pérdida por fricción + Carga estática + Carga de velocidad, + pérdidas en codos y entradas.

$$\text{Carga total} = 21.42 + 31.61 + 0.336 + 0.336 = 53.702 \text{ psi}$$

Potencia de la Bomba.- La carga impuesta por la bomba deberá ser:

$$= \text{Carga de descarga} - \text{Carga de alimentación}$$

$$\text{Carga bomba} = 53.702 - 13.86 + 7.50$$

$$\text{Carga bomba} = 47.342 \text{ psi}$$

Las especificaciones para elegir la bomba son:

$$p = 47.342 \text{ psi}$$

$$h = 47.342 / 2.307 = 20.521 \text{ pies de agua}$$

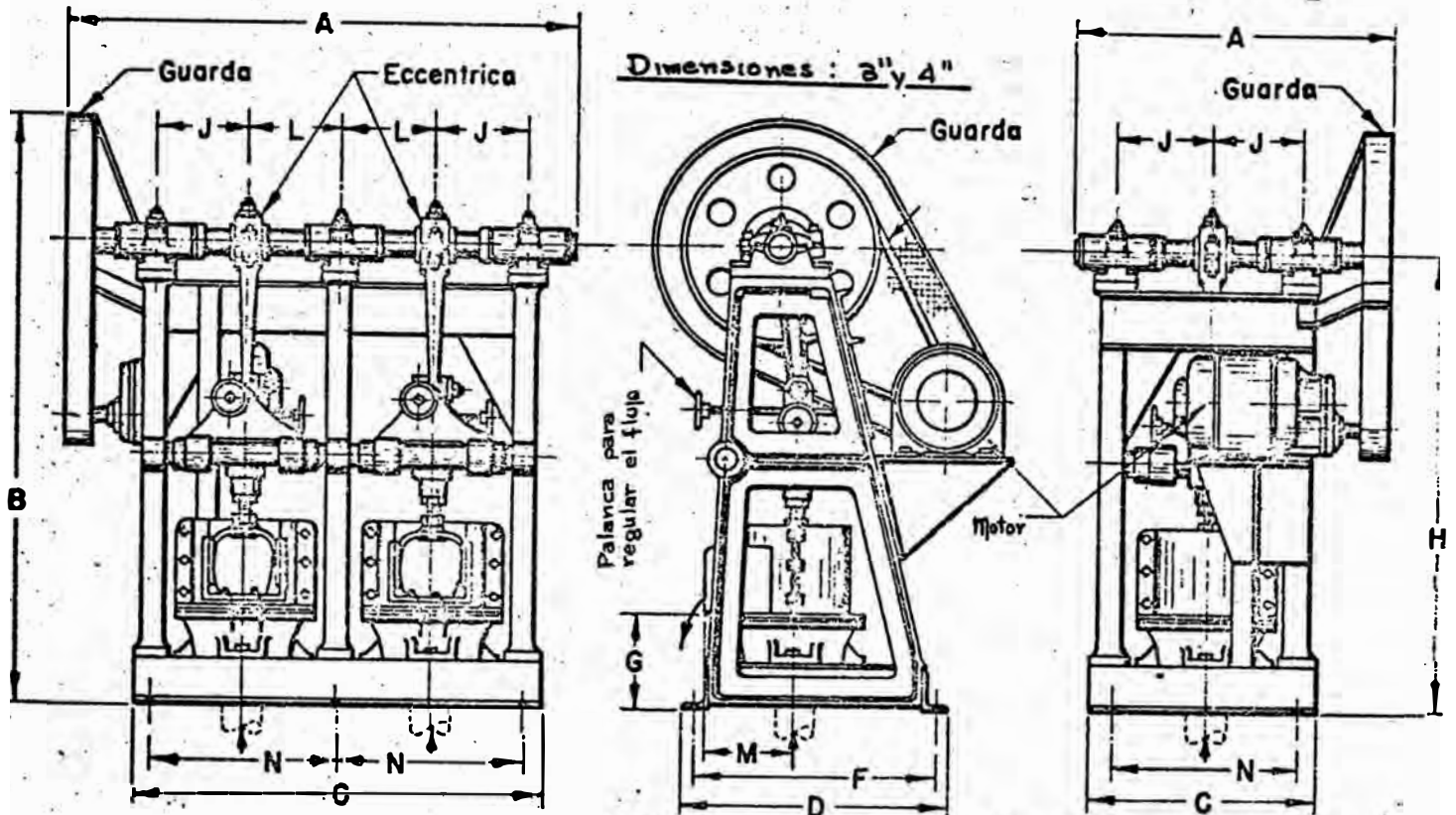
$$Q = 5.17 \frac{(0.21)^2}{4} = 0.179 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$Q = 0.179 \times 60 = 10.74 \text{ pie}^3/\text{min}$$

$$Q = \frac{0.179 \times 28.32 \times 60}{3.785} = 80.389 \text{ gal/min}$$

Consumo de energía.- (La eficiencia de éstas bombas alcanzan hasta 95%, nosotros consideramos 85%)

Denver Adjustable Stroke Diaphragm Pump



La longitud del cilindro o "Stroke" puede ser regulada desde 5/8" hasta 2 3/8" mientras está en operación.

	Transmision de eje.		Transmision de motor		C	D	F	G	H	J	L	M	N	Dimensiones de la Polea T & L	Motor H.P.	Peso aproximado para emborque (lbs)	
	A	B	A	B												Transmision de eje	Transmision de motor
Simplex.....	3'-7 1/4"	5'-4 1/4"	3'-1 1/4"	5'-9 3/4"	2'-1"	2'-6"	2'-3 1/4"	11 1/4"	4'-4 1/4"	10 1/2"	10"	1'-9"	24"x4"	1 1/4-2	1100	1250
Duplex.....	5'-4 1/4"	5'-4 1/4"	4'-9"	5'-6 1/4"	3'-10"	2'-6"	2'-3 1/4"	11 1/4"	4'-4 1/4"	10 1/2"	10 1/4"	10"	1'-9"	24"x4"	2-3	1775	1950
Triplex.....	6'-9"	5'-4 1/4"	6'-4"	5'-6 1/4"	5'-7"	2'-6"	2'-3 1/4"	11 1/4"	4'-4 1/4"	10 1/2"	10 1/4"	10"	1'-9"	30"x5"	3-5	2350	2525
Quadruplex	8'-8"	5'-9 1/2"	8'-2"	5'-7 1/2"	7'-4"	2'-6"	2'-3 1/4"	11 1/2"	4'-4 1/4"	10 1/2"	10 1/2"	10"	1'-9"	30"x5"	5-7 1/2	3000	3300

Fig.37.- Característica de la bomba de diafragma Denver

$$Hp = \frac{p \text{ (psi)} \times Q \text{ (gpm)}}{1.714 \text{ E.}}$$

$$Hp = \frac{53.702 \times 80.389}{1.714 \times 0.85}$$

$$Hp = 2.963 \text{ Hp}$$

$$\text{Potencia} = 2.963 \text{ Hp} = 3.0 \text{ Hp}$$

Especificaciones: Finalmente podemos elegir la bomba con las siguientes especificaciones (Catálogo Denver Equipment Index):

Potencia - 3.0 Hp

Capacidad = 10.74 pie³/min

Contenido de sólidos = 30.65 %

Una bomba de diafragma Duplex (Doble) de 4", la cual con 33% de sólidos alimenta 11.92 pie³/min y tiene una potencia de 3 Hp., además como todas las bombas de este tipo el flujo puede ser controlado o variado mediante una palanca, aún mientras funciona. (Fig.37).

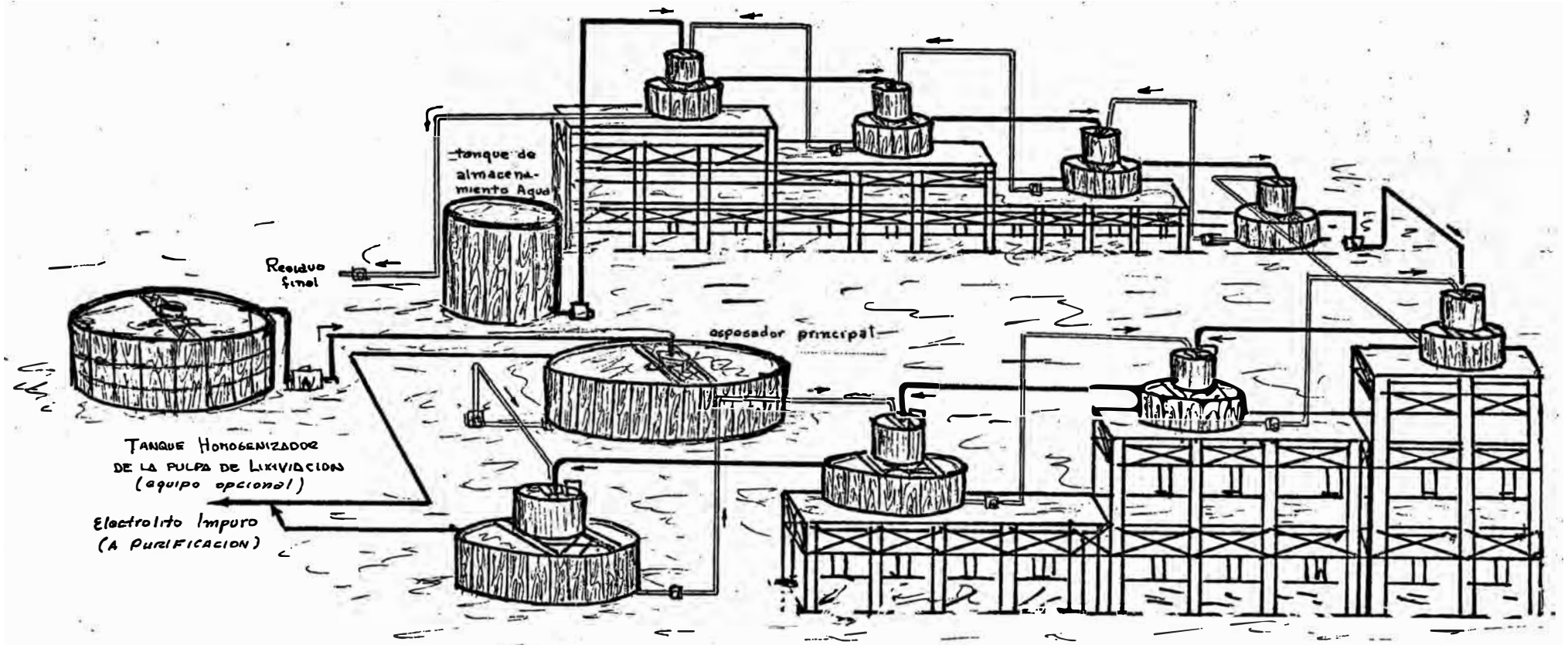


Fig. 38.- Esquema de la Instalación del Circuito CCD propuesto; Ver fig.31

(No se incluye el techo en el dibujo). Escala: ninguna.

C A P I T U L O VIII

E V A L U A C I O N E C O N O M I C A

A. INTRODUCCION

La evaluación económica del presente proyecto se realiza tomando algunos datos sobre costos de equipos proporcionados por las firmas constructoras y estimando otros costos de la literatura técnica.

El índice de costo, o índice de incremento anual por inflación, se ha tomado como 7%, valor que fue considerado anteriormente y que coincide con el índice de Marshal & Stevens (MS), Engineering News Record (ENR), CPJ, etc.

B. INVERSION FIJA

El equipo principal en nuestro circuito CCD lo constituyen los Espesadores, Agitadores, Bombas y Válvulas Galigher que pudieran usarse para descarga automática. El costo detallado del equipo instalado es:

Espesadores (1960) "Denver Spiral Rake"

5 espesadores 10'	= 5 x 2000	= 10,000
1 espesador 14'	= 1 x 5300	= 5,300
1 espesador 18'	= 1 x 7000	= 7,000
1 espesador 20'	= 1 x 7800	= 7,800
1 espesador 22'	= 1 x 8500	= <u>8,500</u>
	Total	= 38,600

Agitadores (1960) "Super-Agitator Denver"

7 agitadores 8' x 8'	= 7 x 1800	= 12,600
1 agitador 10' x 10'	= 1 x 1900	= <u>1,900</u>
	Total	= 14,500

Bombas de Diafragma (1960) "Denver Diaphragm Dump"

16 bombas Duplex 4"	= 16 x 1200	= 19,200
Total equipo (1960)	= 38,600 + 14,500 + 19,200	
	= 72,300 dolares	

Costo actual (1973) = $(1 + (0.07)(1973-1960)) (72,300) \times 45$
= 6'214,185 soles

Valvulas Galigher 3" (1973)

9 valvulas 3" = 300,000 soles

Costo de equipo instalado

6'214,185 + 300,000 = 6'514,185 soles

Servicio.- 12.0% Costo del equipo instalado

0.12 x 6'514,185 = 781,702 soles

Accesorio eléctrico.- 3% Costo del equipo instalado

0.03 x 6'514,185 = 195,426 soles

Tuberías de acero inoxidable.- 6% Costo del equipo instalado

0.06 x 6'514,185 = 390,851 soles

Costo físico de la Planta.-

6'514,185 + 781,702 + 195,426 + 390,851 = 7'882,164 soles

Costo de ingeniería.- 15% Costo físico de la Planta

0.15 x 7'882,164 = 1'182,325 soles

Costo Directo.- Costo ingeniería + costo físico

1'182,325 + 7'882,164 = 9'064,489 soles

Imprevistos.- 8% Costo Directo

0.08 x 9'064,489 = 725,159 soles

Costo fijo.- Costo directo + imprevistos

9'064,489 + 725,159 = 9'789,648 soles

Capital de Operación.- 20% costo fijo.

0.20 x 9'789,648 = 1'957,930 soles

COSTO DE INVERSION = Capital de Operación + Costo Fijo

1'957,930 + 9'789,648 = 11'747,577 soles

C. COSTO DE PRODUCCION

El costo de producción comprende el Costo de Energía, Mantenimiento, Mano de Obra, Supervisión, Laboratorio, Depreciación, Materias Primas, etc.

- Costo de Energía.-

Consumo de energía:

- Espesadores = 4.0 Hp

- Mezcladores = 45.0 Hp

- Bombas = 24.0 Hp
73.0 Hp

Costo de Energía: (a 0.45 soles/Kwh)

$$73.0 \times 0.7457 \times 24 \times 360 \times 0.45 = 211,647 \text{ soles/año}$$

- Supervisión y Mano de Obra.- Aunque menor supervisión y mano de obra que la actualmente empleada sería requerida, consideramos el mismo personal porque no se podrá prescindir de ellos. El costo es:

Supervisión = 58,000

Mano de Obra = 68,100

$$126,100 \times 12 = 1'513,000 \text{ soles/año}$$

- Mantenimiento.- 6% costo equipo

$$0.06 \times 6'514,185 = 390,851 \text{ soles/año}$$

- Laboratorio.- 3% mano de obra.

$$0.03 \times 12 \times 68,100 = 24,516 \text{ soles/año}$$

- Floculantes.- 0.050 lb/ton., para cada espesador*, a 1.63 dólares/lb de superfloc N-100 (Cyanamid Co.).

$$176.763 \times 1.1 \times 0.050 \times 8 \times 360 \times 1.63 \times 45 = 2'053,746 \text{ soles/año}$$

- Depreciación.- 10% del costo fijo:

$$0.10 \times 9'789,648 = 978,965 \text{ soles/año}$$

- Seguros.- 1% del costo fijo:

$$0.01 \times 9'789,648 = 97,897 \text{ soles/año}$$

COSTO TOTAL DE PRODUCCION.- Suma de los costos parciales anteriores:

$$5'270,622 \text{ soles/año}$$

* Aunque este consumo parece excesivo se ha considerado así porque probablemente el efecto del floculante agregado en un espesador disminuye al

D. INGRÉSOS BRUTOS Y UTILIDADES

Consumo actual de Calcina = 574.721 TMPD

Consumo de Calcina con el CCD = 545.066 TMPD

29.655 TMPD

Lo cual equivale a (Pag.49):

$$\frac{29.655}{0.8566} \times 1.1 = 38.081 \text{ ton/día (toneladas cortas de concentrado de Zinc)}$$

El costo de una tonelada de concentrado, incluyendo el costo de tratamiento hasta la etapa de Lixiviación es:

Costo de tratamiento = 173.753

Costo de compra = 7,933.075

Costo Total 8,108.828 soles/ton conc.

Luego la utilidad diaria por concepto de menor consumo de Calcina y concentrado para producir la misma cantidad de Zinc es:

$$38.081 \times 8,108.828 = 308,795 \text{ soles/día}$$

$$360 \times 308,795 = 111,166,388 \text{ soles/año}$$

A esto debe añadirse el ahorro en el costo de mantenimiento y operación del circuito actual de filtrado, y de la venta del equipo instalado.

Sin embargo este último item no se considera y compensará el costo de desmontaje del equipo actual, puesto que el circuito CCD será incluido en el mismo lugar. Luego (pag 34)

Costo de operación y mantenimiento

$$550,580 \times 12 = 6,606,960 \text{ soles/año}$$

El ingreso bruto total sería:

$$111,166,388 + 6,606,960 = 117,773,348 \text{ soles/año}$$

UTILIDAD BRUTA

= ingreso bruto anual - costo anual de producción

$$= 117,773,348 - 5,270,622 = 112,502,726 \text{ soles/año}$$

romperse los flóculos en el agitador y sea necesario añadirlo nuevamente en el siguiente espesador.

como se aprecia es una utilidad bastante atractiva.

E. INDICES DE EVALUACION ECONOMICA

En los índices de evaluación económica no se incluyen impuestos a la utilidad bruta, puesto que la producción no será variada, sino que las utilidades son producto del uso de menor cantidad de materia prima (concentrado de Zinc). Luego se determinaran los siguientes índices:

$$\text{Retorno antes de los impuestos} = \frac{\text{Utilidad anual} \times 100}{\text{Inversión total}}$$

$$\text{Tiempo de retorno} = \frac{\text{Inversión total}}{\text{Utilidad} + \text{Depreciación}} \text{ años}$$

$$\text{Retorno antes de los impuestos} = \frac{112'502,726}{11'747,577} \times 100 = 788 \%$$

$$\text{Tiempo de retorno} = \frac{11'747,577}{112'502,726 + 978,965} = 0.103 \text{ años}$$

$$\text{Tiempo de retorno} = 0.103 \times 12 = 1.2 \text{ meses} = 2 \text{ meses}$$

Con lo cual concluye el estudio del presente proyecto, quedando demostrado que es económicamente muy atractivo, pues una utilidad neta de aproximadamente 112.5 millones de soles será obtenida anualmente, con una inversión que puede ser pagada en menos de dos meses.

El problema de contaminación ambiental por otra parte, quedará totalmente eliminado.

Una evaluación económica teniendo en cuenta el capital que podría generar estas ganancias en el período de su funcionamiento nos daría cantidades verdaderamente grandes, así para sólo 10 años de vida y a un interés del 10% anual, tendremos que el capital generado por dicho interés, (interés compuesto) y el valor actual será:

$$I = 112'502,726 (1+0.10)^{10} = 112'502,726 \times 2.6$$

$$I = 292'507,070 \text{ soles. (sin considerar inflación)}$$

Por otro lado el valor actual de la inversión será:

$$11'747,577 (2.6) = 30'543,700 \text{ soles}$$

lo cual nos da una diferencia actualizada de:

$$292'507,070 - 30'543,700 = 261'983,370 \text{ soles}$$

Cifra que resulta ser el valor actual de las utilidades generadas durante diez años de vida de la Planta, a un interés compuesto del 10% anual. En cuanto a la financiación de este proyecto podemos decir que no habrá dificultad para disponer del capital de la Compañía, ya que el monto requerido no es demasiado alto.

Desde el punto de vista económico es requisito indispensable para financiar un proyecto que este produzca un retorno mayor que el interés que pueda generar el mismo capital invertido, en una entidad financiera, en otros proyectos o en todo caso que resulte mayor que la tasa interna de retorno de la Compañía.

En nuestro caso la utilidad neta anual resultó:

$$112'502,726 \text{ soles}$$

El capital invertido mas esta utilidad es:

$$11'747,577 + 112'502,726 = 124'255,293 \text{ soles}$$

los cuales deberán ser obtenidos durante un año en una entidad financiera al interés de "i", donde:

$$11'747,577 (1 + i)^1 = 124'255,293$$

$$i = 10.577 - 1 = 9.577$$

Se tiene entonces que el capital invertido deberá imponerse a un interés de 957.7 % anual a fin de que produzca la misma utilidad del proyecto propuesto; en nuestro medio ninguna entidad financiera considera intereses mayores que el 13% con lo cual queda JUSTIFICADO PLENAMENTE LA EJECUCION DEL PROYECTO PROPUESTO.

A P E N D I C E

A. Tostado Magnetizante para eliminar fierro del concentrado de Zinc.- Es conocido el hecho de que la formación de ferritas de Zinc durante la tostación de los concentrados de zinc, entre 800 y 900°C, es favorecida por el contenido de fierro, entre otras cosas; además cuando el contenido de fierro es menor que 5 ó 4% no ocurrirá apreciable formación de ferrita.

Hay que indicar que esto se refiere a la proporción del fierro contenido como pirita u otro mineral de fierro que no contenga Zinc. Sin embargo si parte del fierro está como marmatita, es bastante probable que una cantidad equivalente de ferrita sea formada, pues la marmatita es una solución sólida o mezcla isomorfa de sulfuros de Zinc y Fierro, no separables por métodos físicos.

El concentrado que se alimenta a los hornos de tostación tiene hasta 10% de Fierro, el cual a veces se diluye mezclándolo con otros concentrados con menos fierro y más Zinc. Con el fin de eliminar parte del fierro de este concentrado, se realizó una tostación a 300°C durante 1 hora, lográndose oxidar gran parte del fierro mientras que el Zinc no era oxidado en forma apreciable, formándose únicamente un poco de sulfato de Zinc.

El concentrado así tostado fué sometido a una separación magnética de baja intensidad, usando un imán de mano. La separación se hizo en húmedo disolviéndose el sulfato de Zinc. El relave no magnético ensayó apenas 3% de fierro, indicación de que una buena Calcina, con bajo contenido de ferritas podría ser obtenida, en la tostación subsiguiente.

Una vez llevada a cabo la tostación a 900°C, durante 3 horas y en cama fija se obtuvo una excelente calidad de calcina, la cual ensayó 70.0%Zn y 67.8 %Zn soluble en ácido, esto equivale a una solubilidad del

$$100 \times 67.8/70.0 = 96.85 \%$$

, es decir que alrededor del 97%

del Zinc contenido en la Calcina es soluble en ácido.

Actualmente la solubilidad del Zinc en la Calcina es menor que 87%, clara indicación de que gran parte de las actuales pérdidas de Zinc en el residuo de lixiviación, podrían ser evitadas si se sigue el proceso de tostación magnetizante y separación magnética anteriormente descrito.

Un beneficio adicional puede ser obtenido pues el contenido de Zinc soluble en nuestra calcina es de 67.8% Zn mientras que en la calcina actual es de sólo 53% Zn, en el mejor de los casos, lo cual significa que:

$67.8/53.0 = 1.28$ veces menos calcina será necesario utilizar para producir la misma cantidad de Zinc, en igualdad de las otras condiciones.

Sin embargo es de esperar que las impurezas también aparezcan en mayor concentración en el electrolito.

Hay que señalar que apenas una prueba de tostación magnetizante fue llevada a cabo y, es de esperar también que mejores resultados sean conseguidos una vez que el proceso sea optimizado. Una evaluación más detallada de este proyecto será llevada a cabo por el autor luego de pruebas experimentales complementarias.

En la figura A, se suministra un diagrama tentativo para el pre-tratamiento del concentrado de Zinc, a fin de eliminar el fierro en un circuito de Tostación Magnetizante-Separación Magnética-Flotación.

Se ha incluido una etapa de flotación con el fin de poder aplicar una separación magnética de alta o mediana intensidad; de ésta manera conseguiremos un relave no magnético con un contenido bastante bajo de fierro.

Debido a que el concentrado magnético de alta intensidad arrastrará apreciable cantidad de Zinc, (mixtos, arrastre mecánico, mermatita, etc) los cuales deben ser separados, se ha considerado el circuito de flotación.

El concentrado de Zinc que es alimentado, puede ser remolido antes de someterse a tostación, en el caso de que existan partículas no libera -

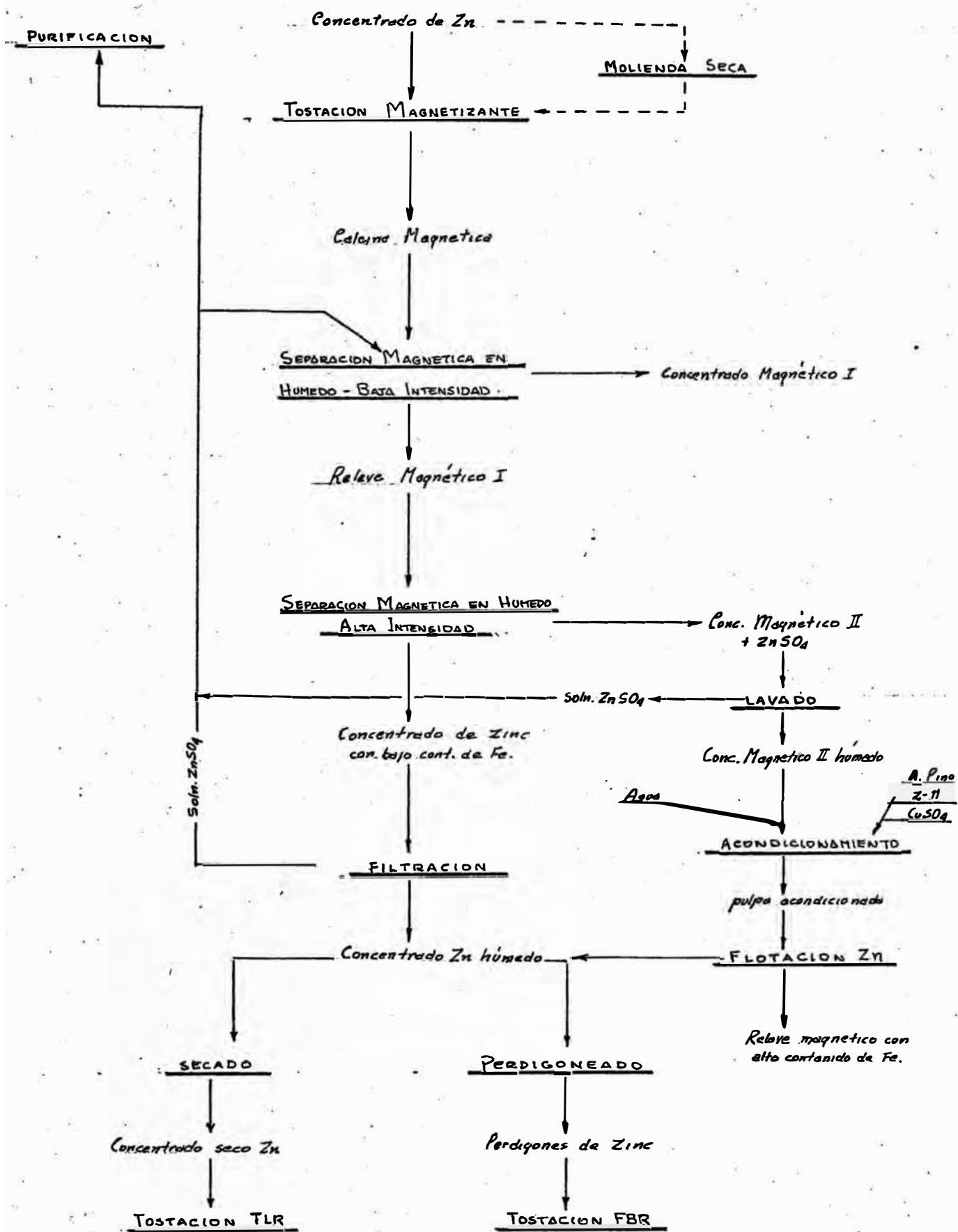


Fig. A.- Reducción Contenido de Fe en Concentrado de Zn.- Diagrama de Flujo

das de sulfuro de Zinc (mixtos de blenda y pirita, blenda y mineral de fierro, etc). Hay que tener en mente que la marmatita es imposible de separar en sus constituyentes de Zinc y Fierro, por medios físicos y será inútil realizar una remolienda en el caso de que se desee tostarlo.

La flotación del Zinc a partir del concentrado magnético es sencilla, pues la ganga es un mineral oxidado.

Puesto que el tratamiento aquí recomendado es en húmedo, se deberá tener cuidado para recuperar el Zinc disuelto.

En la evaluación final de este proyecto, originado por el autor, y que será suministrado como apéndice de este Tesis, se tendrán en cuenta los siguientes puntos:

- Optimización de condiciones de temperatura, granulometría, contacto-gas sólido (cama fluida, cama fija).
- Balance económico del costo adicional para el pre-tratamiento del concentrado comparado con las pérdidas actuales del Zinc como ferrita.
- Comparación con otras alternativas (proceso Jarosita, Zileret), aunque se debe tener en cuenta que gran cantidad de residuo existe actualmente en "stock" y, nuestro proceso a diferencia de otros no es aplicado a la recuperación del Zinc del residuo ya formado, sino, es para evitar que se formen residuos con alto contenido de Zinc.
- Balance térmico de la tostación para determinar el efecto del menor contenido de fierro en el concentrado. Igualmente ver el efecto del Fe en la Purificación.

B.- Diseño del tanque homogenizador para la pulpa de lixiviación, mediante un muestreo continuo y el uso de un programa de Computadoras.- Un tanque para la homogenización de una pulpa tan variable es necesario si se desea mantener una alimentación uniforme al circuito CCD, durante las 24 horas - del día, esto ayudará a controlar más fácilmente la operación.

Es necesario para realizar el diseño de este tanque, que un muestreo continuo sea realizado a fin de determinar la variación de las propiedades de la pulpa descargada de los tanques de lixiviación, durante el transcurso - del día.

Supongamos que nuestras condiciones de operación están basados en el promedio diario de concentración de sólidos (en % sólidos), que es la variable más importante, (\bar{X}), y que los valores individuales fueron muestreados y registrados cada media hora,

Si agrupamos consecutivamente estos valores cada media hora (de uno en uno), tendremos una distribución diaria semejante a la mostrada en los gráficos, 6, 7 y 8, del muestreo del residuo (Cap. I, sec. 5, pag 23), la cual evidentemente resulta muy irregular. Esto significa que si tuviéramos un tanque con un volumen capaz de retener la pulpa de lixiviación durante media hora únicamente, la descarga resultaría demasiado variable.

Evidentemente, conforme aumente la dimensión ó número de valores de un grupo (de 2 en 2, de 4 en 4, etc.) tomados de este muestreo, aumentará el tiempo de retención en el tanque y la pulpa será más homogénea; esto puede graficado para determinar visualmente la mayor o menor homogeneidad. Sin embargo un método analítico más preciso se recomienda a continuación:

- \bar{X} es el valor promedio equivalente a formar un solo grupo de 48 valores (tomados cada 1/2 hora, durante las 24 horas del día, y es la máxima homogeneidad alcanzable en ese tiempo.

Si consideramos grupos de 1 solo valor, tendremos que el error absoluto promedio de cada medida respecto a \bar{X} , será :

$$1/48 \sum_{i=1}^{i=48} (X_i - \bar{X}) \quad \text{con un tiempo de retención de 30' y la siguiente distribución de términos:}$$

<u>i</u>	<u>X_i</u>
1	X ₁
2	X ₂
--	--
47	X ₄₇
48	X ₄₈

donde el subíndice "i" se refiere al número de orden del valor considerado

de X. Si consideramos grupos consecutivos de 2 valores, tendremos un error absoluto promedio de:

$$1/24 \sum_{i=0}^{i=23} \frac{(X_{2i+1}) + (X_{2i+2})}{2} - \bar{X}$$

con un tiempo de retención de 60' y la siguiente distribución de los términos:

<u>i</u>	<u>X_{2i+1}</u>	<u>X_{2i+2}</u>
0	X ₁	X ₂
1	X ₃	X ₄
2	X ₅	X ₆
---	---	---
22	X ₄₅	X ₄₆
23	X ₄₇	X ₄₈

Considerando grupos de tres valores:

$$1/16 \sum_{i=0}^{i=15} \frac{(X_{3i+1}) + (X_{3i+2}) + (X_{3i+3})}{3} - \bar{X}$$

con un tiempo de retención de 90' y la siguiente distribución de los términos :

<u>i</u>	<u>X_{3i+1}</u>	<u>X_{3i+2}</u>	<u>X_{3i+3}</u>
0	X ₁	X ₂	X ₃
1	X ₄	X ₅	X ₆
2	X ₇	X ₈	X ₉
-	-	-	-
14	X ₄₃	X ₄₄	X ₄₅
15	X ₄₆	X ₄₇	X ₄₈

y así sucesivamente. Luego que los errores han sido calculados escogemos el grupo que produzca errores más aceptables. Si el grupo escogido es de 2, 3 ó 4 individuos, los tiempos de retención requeridos serán de 1, 1.5 ó 2 horas, y si se conoce el flujo de la pulpa, el volumen del tanque puede ser calculado. Puesto que este cálculo puede resultar tedioso, se recomienda u sar el programa IBM, de la página siguiente para evaluar estos errores y el resto de variables.

* Las diferencias individuales deben ser consideradas sin el signo (valor absoluto, sino el error promedio será sero.

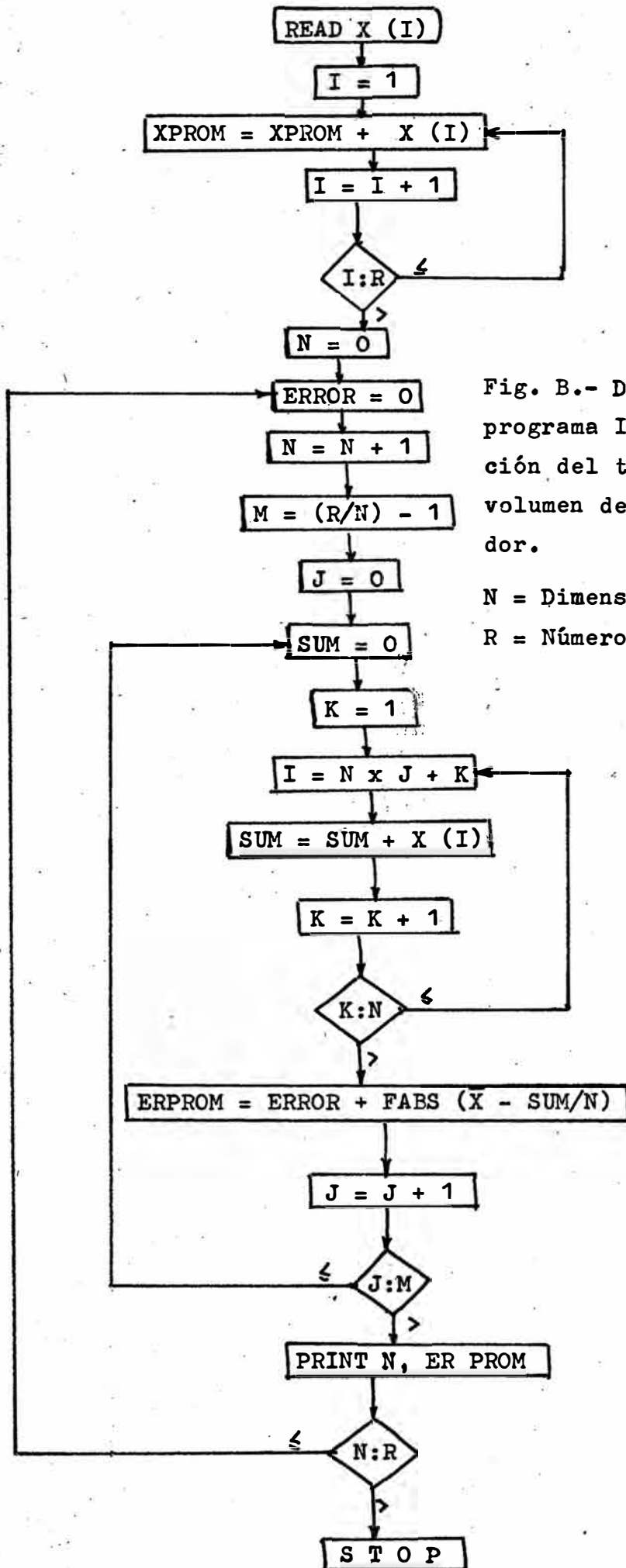


Fig. B.- Diagrama de Flujo del programa IBM, para la evaluación del tiempo de retención y volumen del tanque homogenizador.

N = Dimensión del grupo
 R = Número total de medidas

```

DIMENSION I (R)
READ (10) X (I)
10  FORMAT (F 5.0)
    I = 1
50  XPROM = XPROM + (I)
    I = I + 1
    IF (I.LE. R) GO TO 50
    N = 0
30  ERROR = 0
    N = N + 1
    M = (R/N) - 1
    J = 0
60  SUM = 0
    K = 1
40  I = N x J + K
    SUM = SUM + X (I)
    K = K + 1
    IF (K.LE.N) GO TO 40
    ERROR = ERROR + FABS ( $\bar{X}$  - SUM/N)
    J = J + 1
    IF (J.LE.M) GO TO 60
    ERPROM = (N/R) x ERROR
    PRINT (20) N, ERPROM
20  FORMAT (I 4, F 6.4)
    IF (N.LE.R) GO TO 30
    STOP

```

NOTA.- Aquí R es el número total de medidas consecutivas.

Fig. C.- Programa fuente FORTRAN para evaluación del tiempo de retención óptimo a partir de los datos obtenidos mediante un muestreo continuo.

BIBLIOGRAFIA CONSULTADA

- THEORY OF THICKNER DESIGN BASED ON BATCH SEDIMENTATION TESTS. A Mon-
crieff. AIME Symposiom 1964.
- DETERMINING THICKENER AREAS. Talmage & Fitch. Ind.and Eng.Chemistry-
Enero 1955
 - BATCH TESTS PREDICT THICKENER PERFORMANCE. B. Fitch Chem. Eng. Agos-
to 23, 1971
 - OPERATING SOLIDS PIPELINES. E.Condolios & E.Chapus. Chem. Eng. Julio
22, 1963
 - FILTRATION VS. COUNTERCURRENT WASHING. K. Hester y A. Anderson
 - CRUSHING AND GRINDING CALCULATIONS.F.C. Bond. The Canadian Mining and
Metallurgical
 - NON-FERROUS METALLURGY. L.Bray
 - LEAD AND ZINC. Amplio Volumen de varios autores
HIDROMETALURGIA DE LOS METALES COMUNES. G.Van Arsdale
 - OPTIMUM THEDRICAL STAGES IN COUNTERCURRENT LEACHING. Ning Hsing Chen-
Chem. Eng. Agosto 24, 1970
 - PUMP AND VALVLE OESBOOK. Chem.Eng. 1971
 - HIDRAULICA. V. Strater
 - ENGINEERING COSTS IN INDUSTRIAL PLANTS . C. Chilton
 - POLLUTION CONTROL DESKBOOK. Chem. Eng. 1971
DENVER INDEX. Denver Company (USA).1954