

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
Facultad de Ingeniería Geológica, Minera y Metalúrgica



**SEPARACION COBRE - PLOMO UTILIZANDO COMO
REACTIVOS LOS SUB-PRODUCTOS DE LA
REFINERIA DE ZINC DE LA OROYA**

TESIS

Para optar el Título Profesional de
INGENIERO METALURGISTA

MANUEL ANDRES REQUENA MENDIZABAL

Lima — Perú
1990

Con inmensa gratitud a Lileana y Angela ya que
tuve que robarles el tiempo que se merecen.

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

Agradezco a la división de Procesamiento de Minerales de la Empresa Minera del Centro del Perú, por haberme permitido esta tesis, basada en estudios realizados durante los últimos cinco años. Asimismo, mi especial reconocimiento al apoyo recibido de mis asesores, Ings. Iván Quiroz y Ricardo Zacarias, quienes con su valioso conocimiento y experiencia, permitieron la culminación del presente trabajo.

INDICE

CAPITULO 1 INTRODUCCION, ALCANCES Y OBJETIVOS DEL ESTUDIO

CAPITULO 2 DESCRIPCION GENERAL DE LA SEPARACION COBRE - PLOMO EN LAS CONCENTRADORAS DE CENTROMIN PERU

2.1	Planta Concentradora "Amistad" de Morococha	3
2.2	Planta Concentradora "Chumpe" de Yauricocha	5
2.3	Planta Concentradora de Marh Tunnel, WO_3	8
2.4	Planta concentradora de Casapalca	11
2.5	Posibilidad de Procesar el conjunto de los Bulk	14

CAPITULO 3 METODOS DE SEPARACION COBRE-PLOMO

3.1	Métodos de Separación Cobre-Plomo	18
3.2	Fundamentos Teóricos de la Separación Cobre-Plomo utilizando NaCN y los Oxido-Sulfatos de Zinc	21
3.3	Mineralogía de los concentrados Bulk Cobre Plomo	25

CAPITULO 4 PRODUCCION DE REACTIVOS A UTILIZARSE

4.1	Producción de Oxido de Zinc	
4.1.1	Método de producción de óxido de zinc	30
4.1.2	Características Cuantitativas y Cualitativas del Oxido de zinc	30
4.1.3	Características del Reactivo Complejo Cianuro de Sodio - Oxido de zinc	31
4.2	Producción de Sulfato de Zinc	34
4.2.1	Método de Producción y producción mensual	34
4.2.2	Características Cuantitativas y Cualitativas del sulfato de zinc	35
4.2.3	Características del Reactivo Complejo Cianuro de Sodio - Sulfato de Zinc.	36

4.3	Producción de FUME en ZLRPP	38
4.3.1	Método de producción y producción mensual (t)	38
4.3.2	Características cuantitativas y cualitativas de los óxidos esfumados (FUME)	40
4.3.3	Características del reactivo complejo cianuro de sodio - óxidos esfumados (FUME)	40

CAPITULO 5 TRABAJO EXPERIMENTAL PARA LA SEPARACION COBRE-PLOMO

5.1	Características de la Muestra de Conc. Bulk Cu-Pb .	43
5.2	Pruebas Comparativas de Flotación	44
5.2.1	Pruebas de flotación con MIX-A	44
5.2.2	Pruebas de Flotación con MIX-B	45
5.2.3	Pruebas de flotación con MIX-C	46
5.3	Análisis Estadístico de los Resultados de Separación de Cobre-Plomo utilizando los Reactivos Complejos Mix-A, MIX-B, MIX-C	49
5.4	Pruebas de Cinética de Flotación	50
5.5	Pruebas de Sedimentación (para la determinación de Area de Espesadores)	52

CAPITULO 6 ASPECTOS DE ESCALAMIENTO A PLANTA INDUSTRIAL

6.1	Reserva de Materia	54
6.2	Capacidad de Planta de Separación Cobre - Plomo . .	54
6.3	Diagrama de Flujo de Materiales	54
6.3.1	Diseño de tolvas de almacenamiento .	55
6.3.2	Dimensionamiento de fajas	56
6.3.3	Diseño de Circuito de Remolienda . .	58
6.3.4	Diseño de Acondicionador	61
6.3.5	Cálculo del número de celdas necesarias en el circuito de separación	62
6.3.6	Cálculo de las dimensiones de los espesadores para los concentrados producidos.	64

CAPITULO 7 ASPECTOS ECONOMICOS (COSTOS ACTUALES)

7.1	Costo de los Reactivos	67
7.2	Costo de Operación por el uso de Reactivos	67
7.3	Valorización de Concentrados de Cobre y de Plomo (Presupuesto de Ingresos)	
7.3.1	Contribución económica del concentrado bulk Cu-Pb, sin la etapa de separación (Base 1 TM de concentrado)	
7.3.2	Contribución económica del concentrado bulk cobre plomo con etapa de separación	70
7.4	Estructura de inversión	73
7.5	Gastos de Operación (Costo Operativo)	74
7.6	Evaluación Económica	74

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

BIBLIOGRAFIA

CAPITULO 1

INTRODUCCION, ALCANCES Y OBJETIVOS DEL ESTUDIO

El presente trabajo enfoca uno de los procedimientos usados en la separación de los minerales de cobre y plomo mediante el proceso de flotación, a partir de menas polimetálicas en los yacimientos que posee Centromin Perú, utilizando reactivos producidos en La Oroya.

El estudio fue realizado íntegramente a nivel de laboratorio, a partir del cual se ha llegado a diseñar el circuito de separación por flotación que sería necesario para tratar el compuesto de la producción total de concentrados bulk Cu-Pb de las unidades que tiene la empresa.

Las bases teóricas del estudio se desprendieron del análisis de los datos históricos, de la información bibliográfica disponible, de los exámenes mineralógicos y químicos de cada una de las muestras de concentrados bulks y de reactivos respectivamente.

La preocupación fue estudiar la alternativa de usar subproductos, tal como el FUME (óxido esfumado), en la preparación del reactivo complejo MIX que se utiliza en el proceso de separación, comparándolo con los resultados obtenidos en la flotación, cuando se use reactivos complejo MIX, preparados con óxido de zinc.

CAPITULO 2

DESCRIPCION GENERAL DE LA SEPARACION COBRE - PLOMO EN LAS CONCENTRADORAS DE CENTROMIN PERU

CENTROMIN PERU, procesa anualmente alrededor de 7'500,000 TM de minerales polimetálicos en las siguientes plantas concentradoras (en condiciones normales):

Concentradora	Tonelaje Procesado		Mineral
	1988	1989	
-----	-----	-----	-----
Cerro de Pasco	1'658,368	2'060,248	Pb-Zn-Ag
San Expedito	65,425	80,243	Fe-Ag
Casapalca	613,876	760,971	Cu-Pb-Zn -Ag
Cobriza	1'434,957	2'372,568	Cu-Ag
Mahr Tunnel (Plan Princ.)	240,898	457,449	Pb-Zn-Ag
Mahr Tunnel (WO ₃)	111,899	127,854	Cu-Pb-Zn- Ag
Morococha	332,347	296,166	Cu-Pb-Zn- Ag
Yauricocha	262,392	373,841	Cu-Pb-Zn- Ag
Andaychagua	132,874	181,959	Pb-Zn-Ag
	-----	-----	
	4'853,036	6'711,299	

De todas estas concentradoras, Casapalca, Mahr Tunnel (WO₃), Morococha y Yauricocha procesan mineral polimetálico, obteniendo concentrados de cobre, plomo y zinc.

Actualmente la etapa de separación cobre-plomo, se realiza en forma permanente en las plantas de Mahr Tunnel y Morococha, no así en las de Casapalca y Yauricocha, en las cuales se obtiene solo un concentrado bulk Cu-Pb, en campañas de separación cada vez que el mineral a tratar lo requiera.

Anteriormente se realizó la separación cobre-plomo en las plantas mencionadas con los resultados mostrados en las tablas 2.1 y 2.2.

A continuación se describen las características de cada una de las plantas que procesan minerales polimetálicos.

2.1 Planta Concentradora "Amistad" de Morococha

Esta planta concentradora tiene una capacidad de tratamiento promedio de 1350 toneladas métricas secas por día de mineral polimetálico de cobre-plomo-zinc, obteniéndose concentrados de cobre, plomo y zinc respectivamente.

Para ello, se obtiene primero un concentrado bulk cobre-plomo y el concentrado de zinc. El concentrado bulk es tratado luego en un circuito de flotación para obtener así, los concentrados de cobre y plomo. En este circuito se deprimen los minerales de cobre y las impurezas, mediante el uso del reactivo complejo obtenido de la mezcla de cianuro de sodio y óxido de zinc, en la proporción de 1.5:1 en peso. A pesar que la relación de contenido de plomo a contenido de cobre en el concentrado bulk es mayor que 1, en esta planta se ha optado por la alternativa de flotar al plomo debido a la necesidad de desplazar las impurezas preferentemente hacia el concentrado de cobre.

Entre las especies minerales de valor están consideradas la calcopirita (CuFeS_2), covelita (CuS), bornita (Cu_5FeS_4), galena (PbS), tetrahedrita ($3\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{Sb}_2\text{S}_3$). Se considera como impurezas la presencia de pirrotita (Fe_7S_8 a Fe_6S_7); así como los óxidos limonita ($2\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$), hematita (Fe_2O_3), magnetita (Fe_3O_4). Adicionalmente se tendría la presencia de ganga conformada por silicatos y carbonatos.

Tabla 2.1
 Sumario de la producción anual de concentrados en las Concentradoras de
 Morococha, Yauricocha, Mahr Tunnel (M03) y Casapalca desde 1980

AÑO	MOROCOCHA			YAURICOCHA			MAHR TUNNEL (M03)			CASAPALCA		
	Bulk t	Conc. Cu t	Conc. Pb t	Bulk t	Conc. Cu t	Conc. Pb t	Bulk t	Conc. Cu t	Conc. Pb t	Bulk t	Conc. Cu t	Conc. Pb t
1980	25,530	23,147	2,383	44,553	29,528	15,025	6,287	3,945	2,342	23,399	2,195	21,204
1981	27,003	23,998	3,005	46,538	33,212	13,326	4,863	3,322	1,541	23,099	1,620	21,479
1982	24,508	19,787	4,721	51,516	37,758	13,758	5,478	4,110	1,368	24,870	1,606	23,264
1983	24,431	17,660	4,771	50,598	37,325	13,273	5,391	4,043	1,348	25,028	1,901	23,127
1984	18,797	14,000	4,797	43,993	27,078	16,915	5,224	3,724	1,500	20,500	1,507	18,993
1985	19,323	14,241	5,082	46,160	26,976	19,184	5,369	4,231	1,138	21,717	1,393	20,324
1986	17,791	12,557	5,234	26,691	15,467	11,224	4,398	3,610	788	14,818	1,186	13,632
1987	20,554	14,487	6,067	B 22,986	C 3,015	-----	5,221	4,214	1,007	23,918	-----	-----
1988	12,474	8,123	4,351	B 10,395	C 3,271	-----	4,378	3,025	1,353	13,078	-----	-----
1989	10,398	7,263	3,135	B 12,808	C 6,313	-----	5,327	3,757	1,570	15,953	-----	-----

Tabla 2.2

Variación de las leyes de los concentrados de Cobre y Plomo en las concentradoras de Morococha, Yauricocha, Mahr Tunnel (W03) y Casapalca desde 1980

AÑO	MOROCOCHA				YAURICOCHA				MAHR TUNNEL (W03)				CASAPALCA			
	Conc Cu	Cu Pb	Conc Cu	Pb Pb	Conc Cu	Cu Pb	Conc Cu	Pb Pb	Conc Cu	Cu Pb	Conc Cu	Pb Pb	Conc Cu	Cu Pb	Conc Cu	Pb Pb
1980	13.9	6.6	8.5	35.8	13.5	7.0	3.5	48.0	15.3	4.5	3.5	56.6	28.8	10.8	4.8	55.3
1981	13.3	7.7	9.6	38.5	12.2	8.1	3.7	50.6	13.5	5.4	3.8	56.9	28.6	11.7	5.5	54.7
1982	13.3	9.0	9.2	41.9	12.5	8.7	3.9	52.9	14.6	6.0	5.4	56.0	26.9	13.3	4.7	53.3
1983	13.3	9.1	8.7	42.6	13.1	8.4	4.5	50.9	15.0	3.9	4.9	57.1	27.9	10.7	5.0	52.6
1984	13.5	7.6	9.1	38.7	11.9	7.5	4.1	50.1	15.1	4.9	4.7	52.7	27.2	9.9	5.4	53.0
1985	12.5	6.7	7.9	44.7	11.8	8.5	3.0	49.8	16.2	5.4	5.5	51.8	26.7	1.5	6.5	53.2
1986	11.4	6.4	7.7	47.2	11.1	9.7	3.6	46.1	15.2	5.0	5.9	52.2	26.3	11.6	6.0	52.2
1987	11.9	4.3	7.1	48.0	13.6	10.9	B 4.8	B 41.6	12.8	4.2	6.3	51.6		BULK	7.3	49.6
1988	12.1	5.3	6.4	50.8	15.7	7.6	B 6.1	B 43.4	13.8	4.7	4.5	55.6		BULK	7.3	48.9
1989	10.4	5.8	5.9	52.6	15.2	8.2	B 6.7	B 44.2	14.3	3.2	4.0	56.5		BULK	7.5	50.2

Tabla 2.2

Variación de las leyes de los concentrados de Cobre y Plomo en las concentradoras de Morococha, Yauricocha, Mahr Tunnel (W03) y Casapalca desde 1980

AÑO	MOROCOCHA				YAURICOCHA				MAHR TUNNEL (W03)				CASAPALCA			
	Conc Cu Cu	Conc Pb Pb	Conc Cu Cu	Conc Pb Pb	Conc Cu Cu	Conc Pb Pb	Conc Cu Cu	Conc Pb Pb	Conc Cu Cu	Conc Pb Pb	Conc Cu Cu	Conc Pb Pb	Conc Cu Cu	Conc Pb Pb	Conc Cu Cu	Conc Pb Pb
1980	13.9	6.6	8.5	35.8	13.5	7.0	3.5	48.0	15.3	4.5	3.5	56.6	28.8	10.8	4.8	55.3
1981	13.3	7.7	9.6	38.5	12.2	8.1	3.7	50.6	13.5	5.4	3.8	56.9	28.6	11.7	5.5	54.7
1982	13.3	9.0	9.2	41.9	12.5	8.7	3.9	52.9	14.6	6.0	5.4	56.0	26.9	13.3	4.7	53.3
1983	13.3	9.1	8.7	42.6	13.1	8.4	4.5	50.9	15.0	3.9	4.9	57.1	27.9	10.7	5.0	52.6
1984	13.5	7.6	9.1	38.7	11.9	7.5	4.1	50.1	15.1	4.9	4.7	52.7	27.2	9.9	5.4	53.0
1985	12.5	6.7	7.9	44.7	11.8	8.5	3.0	49.8	16.2	5.4	5.5	51.8	26.7	1.5	6.5	53.2
1986	11.4	6.4	7.7	47.2	11.1	9.7	3.6	46.1	15.2	5.0	5.9	52.2	26.3	11.6	6.0	52.2
1987	11.9	4.3	7.1	48.0	13.6	10.9	B 4.8	B 41.6	12.8	4.2	6.3	51.6		BULK	7.3	49.6
1988	12.1	5.3	6.4	50.8	15.7	7.6	B 6.1	B 43.4	13.8	4.7	4.5	55.6		BULK	7.3	48.9
1989	10.4	5.8	5.9	52.6	15.2	8.2	B 6.7	B 44.2	14.3	3.2	4.0	56.5		BULK	7.5	50.2

En las tablas 2.3 y 2.4, se presenta los balances metalúrgicos de la planta en conjunto y del circuito de separación en particular desde 1980. Asimismo, la tabla 2.5, muestra el consumo anual de reactivos utilizados en el circuito de separación durante los últimos 10 años.

El diagrama de flujo que se sigue para obtener estos concentrados se presenta en la figura 2.1

Concentradora Morococha
Circuito de separación Cu-Pb

Leyenda

No	Cant.	Descripción
1	1	Banco de 6 celdas Agitair No 36 (rougher)
2	1	Bomba vertical Galigher de 2-1/2"
3	1	Banco de 4 celdas Agitair No 36 (1ra limpiadora Pb)
4	1	Bomba vertical Galigher de 2-1/2"
5	1	Banco de 4 celdas Agitair No 36 (2da limpiadora Pb)
6	1	Bomba vertical Galigher de 2-1/2"
7	1	Espesador Dorr Oliver de 16'x10' (Conc Pb)
8	1	Bomba Wilfley 3-C
9	1	Filtro de tambor Dorr Oliver de 8'x12' (Conc Pb)
10	1	Faja transportadora de 24"x67'
11	1	Tolva metálica para almacenar concentrado de plomo
12		Carros FCC para transporte de concentrado de plomo
13	1	Cocha de sedimentación y recuperación de finos de conc Pb
14	1	Bomba Wilfley 3-C
15	1	Bomba vertical Galigher de 2-1/2"
16	1	Tanque metálico de 8'x11.5' para recuperación de finos conc. Pb
17	1	Cocha de recuperación de finos de plomo
18	1	Espesador Dorr Oliver de 50'x10' (conc cobre)
19	1	Bomba Wilfley 3-C
20	1	Filtro de tambor Dorr Oliver de 11-1/2'x12' (conc Cu)
21	1	Faja transportadora de 24"x36' reversible
22	1	Faja transportadora de 20"x78' reversible
23		Carros FCC para transporte de concentrado de cobre
24	1	Faja transportadora de 20'x126'
25		Patio de almacenamiento de concentrado de cobre
26	1	Cocha de recuperación de finos de cobre
27		Muestreador automático Denver

Tabla 2.3

Balance Metalurgico total de la planta concentradora de Morococha

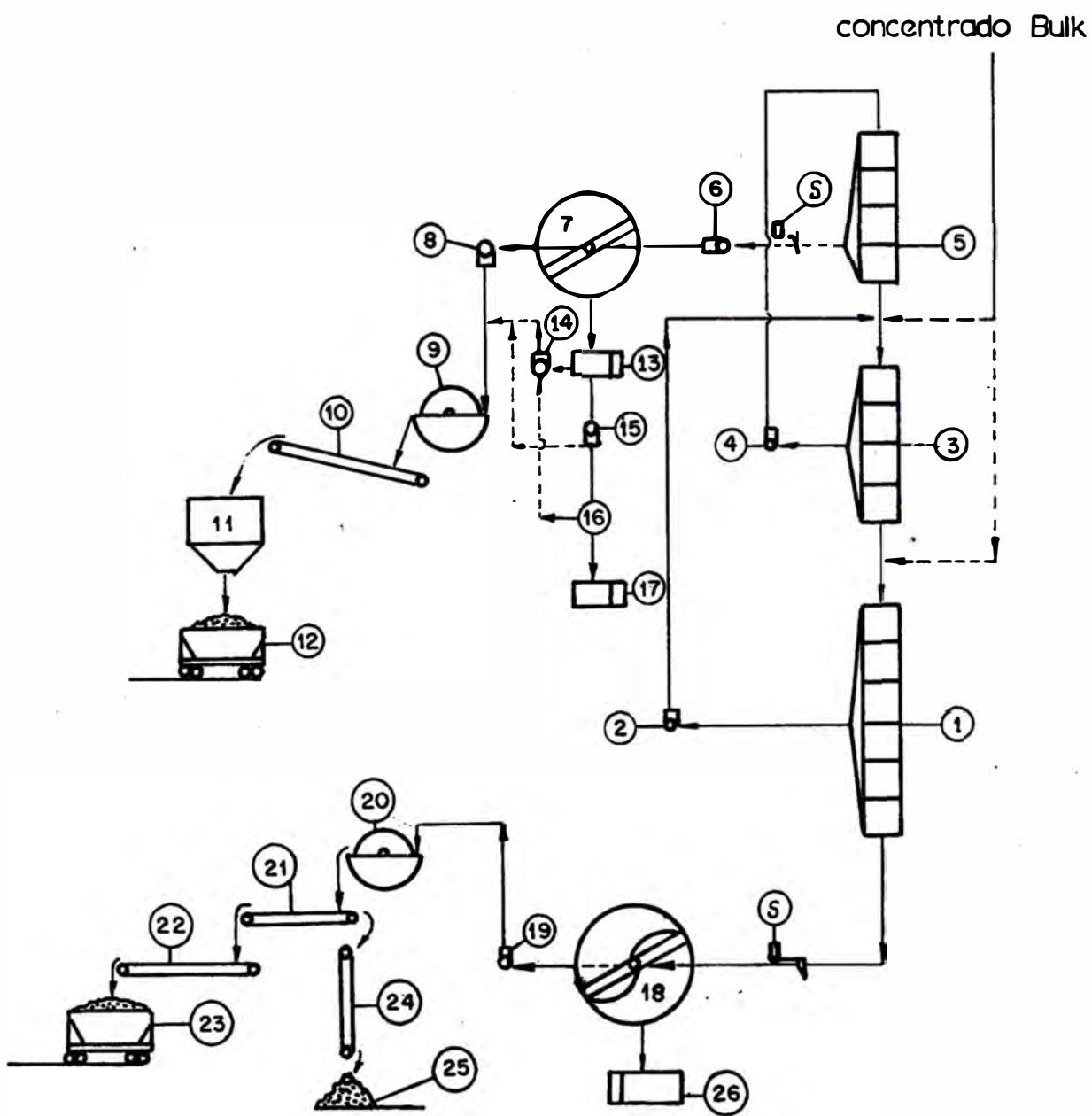
AÑO	TONELAJE PROCESADO	CABEZA				CONCENTRADO COBRE				CONCENTRADO PLOMO				CONCENTRADO ZINC					RELAVES			
		Leyes (% g/t)				Leyes (% g/t) Rec				Leyes (% g/t) Rec				Leyes (% g/t) Rec					Leyes (% g/t)			
		Cu	Pb	Zn	Ag*	Cu	Pb	Ag*	%Cu	Cu	Pb	Ag*	%Pb	Cu	Pb	Zn	Ag*	%Zn	Cu	Pb	Zn	Ag*
1980	475,435	0.91	0.65	1.66	141	14.0	6.5	1813	74.0	8.6	34.3	2709	26.8	---	1.7	47.4	440	42.3	0.16	0.14	0.53	34
1981	486,367	0.91	0.78	1.93	168	13.0	7.2	2006	68.4	9.5	36.6	3245	28.3	---	1.6	49.1	423	46.8	0.16	0.17	0.58	41
1982	519,161	0.77	0.92	1.86	190	13.3	8.7	2503	62.9	9.1	40.9	4255	39.3	---	1.6	49.2	509	50.2	0.17	0.20	0.58	45
1983	502,866	0.72	0.95	1.86	175	13.0	8.9	2406	62.1	8.7	40.8	3973	39.4	---	1.6	51.3	496	48.9	0.17	0.24	0.62	45
1984	512,112	0.62	0.78	1.98	174	13.7	7.5	2687	60.6	9.1	37.9	4362	44.8	---	1.8	50.6	578	51.5	0.14	0.19	0.57	41
1985	530,547	0.56	0.79	2.14	173	12.6	6.1	2721	60.5	8.4	43.4	4911	51.2	---	1.4	50.2	505	58.1	0.11	0.17	0.52	40
1986	445,717	0.53	0.92	2.08	190	11.5	6.2	2680	60.5	7.9	46.9	5359	59.3	---	1.2	51.9	436	63.4	0.10	0.19	0.47	46
1987	473,462	0.58	0.93	2.41	171	12.0	4.3	2341	63.6	7.1	48.0	5409	65.3	---	1.2	51.6	321	70.8	0.09	0.16	0.44	52
1988	332,347	0.48	0.99	2.97	150	12.1	5.3	2324	61.3	6.4	50.8	4288	67.4	---	1.0	51.5	240	77.3	0.06	0.16	0.43	29
1989	296,166	0.46	0.95	3.09	139	10.4	5.8	2062	60.3	5.9	52.6	4235	63.8	---	1.0	51.4	217	78.8	0.07	0.16	0.38	26

Tabla 2.4
Balance Metalurgico de circuito de separacion Cobre-Plomo

ANO	TONELAJE PROCESADO	CABEZA				CONCENTRADO COBRE				CONCENTRADO PLOMO			
		Leyes (%,* g/t)				Leyes (%,* g/t) Rec				Leyes (%,* g/t) Rec			
		Cu	Pb	Zn	Ag*	Cu	Pb	Ag*	%Cu	Cu	Pb	Ag*	%Pb
1980	25,530	13.5	9.1	---	1897	14.0	6.5	1813	94.0	8.6	34.3	2709	35.2
1981	27,003	12.6	10.5	---	2144	13.0	7.2	2006	91.7	9.5	36.6	3245	38.8
1982	24,508	12.5	14.9	---	2840	13.3	8.7	2503	85.9	9.1	40.9	4255	52.9
1983	24,431	11.1	14.4	---	2515	13.0	8.9	2406	72.3	8.7	40.8	3973	55.3
1984	18,797	12.5	15.2	---	3114	13.7	7.5	2687	74.5	9.1	37.9	4362	63.6
1985	19,323	11.5	15.9	---	3297	12.6	6.1	2721	73.7	8.4	43.4	4911	71.8
1986	17,791	10.4	18.2	---	3462	11.5	6.2	2680	78.0	7.9	46.9	5359	75.8
1987	20,554	10.6	17.2	---	3247	12.0	4.3	2341	79.8	7.1	48.0	5409	82.4
1988	12,474	10.1	21.2	---	3009	12.1	5.3	2324	78.0	6.4	50.8	4288	83.6
1989	10,398	9.0	19.9	---	2717	10.4	5.8	2062	80.7	5.9	52.6	4235	79.7

Tabla 2.5
Consumo anual de reactivos en el circuito
de separacion Cu-Pb de Morococha

ANO	TONELAJE PROCESADO	Consumo CaO	Consum NaCN	Consumo ZnO
1980	475,435	241.5	61.3	30.5
1981	486,367	196.6	36.3	17.4
1982	519,161	196.1	40.3	19.6
1983	502,866	183.3	34.0	20.5
1984	512,112	253.9	25.5	16.4
1985	530,547	301.2	21.3	16.5
1986	445,717	407.1	21.5	9.4
1987	473,462	529.0	15.9	10.5
1988	332,347	259.8	10.4	6.9
1989	296,166	232.7	8.8	9.9



CONCENTRADORA MOROCOCHA
 CIRCUITO DE SEPARACION Cu-Pb FIG. II.1

2.2 Planta Concentradora "Chumpe" de Yauricocha

La capacidad de tratamiento promedio de esta planta es de 1360 toneladas métricas secas de mineral por día y está constituida por dos circuitos básicos, el de producción de concentrado bulk cobre-plomo y el de concentrado de zinc.

Entre las especies mineralógicas detectadas en el concentrado bulk se puede mencionar a la calcopirita (CuFeS_2), covelita (CuS), bornita (Cu_5FeS_4), enargita ($3\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{As}_2\text{S}_3$), calcosita (Cu_2S), pirita (FeS_2), esfalerita (ZnS), galena (PbS), arsenopirita (FeAsS), pirrotita (Fe_9S_8 a Fe_{16}S_7) entre los sulfuros; la sulfosal tetrahedrita ($3\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{Sb}_2\text{S}_3$); los óxidos: limonita ($2\text{FeO} \cdot 3\text{H}_2\text{O}$) y hematita (Fe_2O_3), además de los minerales de ganga formada por silicatos y carbonatos.

La alternativa de separar el concentrado bulk en dos concentrados fue dejada a inicios de 1987, porque este proceso no era recomendable para leyes bajas que se estaba alimentando y por la baja performance del circuito de separación.

En las tablas 2.6 y 2.7 se presentan los balances metalúrgicos de las operaciones de esta planta y de su circuito de separación respectivamente durante los últimos 9 años.

Cuando el circuito de separación cobre-plomo estaba en operación, se flotaba el plomo, y se deprimían los minerales de cobre e impurezas, a pesar de que a través de la teoría se debería realizar el proceso inverso. ($\% \text{Pb} : \% \text{Cu} = 3.1$ ó $\% \text{Pb} : \% \text{Cu} + \% \text{Zn} = 1.5$). En aquella oportunidad se utilizaba el reactivo complejo formado por la mezcla de cianuro de sodio y óxido de zinc, en la proporción en peso de 2.6 como

Tabla 2.6

Balance Metalurgico total de la planta concentradora de Yauricocha

AÑO	TONELAJE PROCESADO	CABEZA				CONCENTRADO COBRE				CONCENTRADO PLOMO			
		Leyes (% g/t)				Leyes (% g/t)				Leyes (% g/t)			
		Cu	Pb	Zn	Ag*	Cu	Pb	Ag*	Rec %Cu	Cu	Pb	Ag*	Rec %Pb
1980	482,304	1.20	2.10	4.30	131	13.5	7.0	649	69.7	3.5	48.0	855	70.8
1981	459,894	1.30	2.30	4.70	141	12.2	8.1	662	68.0	3.7	50.6	925	62.7
1982	492,435	1.40	2.40	4.60	137	12.5	8.7	650	70.1	3.9	52.9	935	61.5
1983	466,072	1.40	2.40	4.50	136	13.1	8.4	652	74.1	4.5	50.9	1014	60.2
1984	479,593	1.10	2.50	4.40	137	11.9	7.5	693	63.6	4.1	50.1	1131	69.3
1985	494,202	0.90	2.60	4.70	129	11.8	8.5	718	67.1	3.0	49.8	1098	75.2
1986	379,535	0.80	2.80	4.80	151	11.1	9.7	795	58.0	3.6	46.1	1447	80.8
1987	386,488	0.60	2.70	4.50	156	13.6	10.9	806	18.9	---	---	---	---
1988	262,392	0.60	2.00	3.60	132	15.7	7.6	782	32.0	6.1	43.0	1943	84.3
1989	373,841	0.70	2.00	3.90	134	15.2	8.2	855	37.2	6.9	44.2	2007	76.7

continúa ...

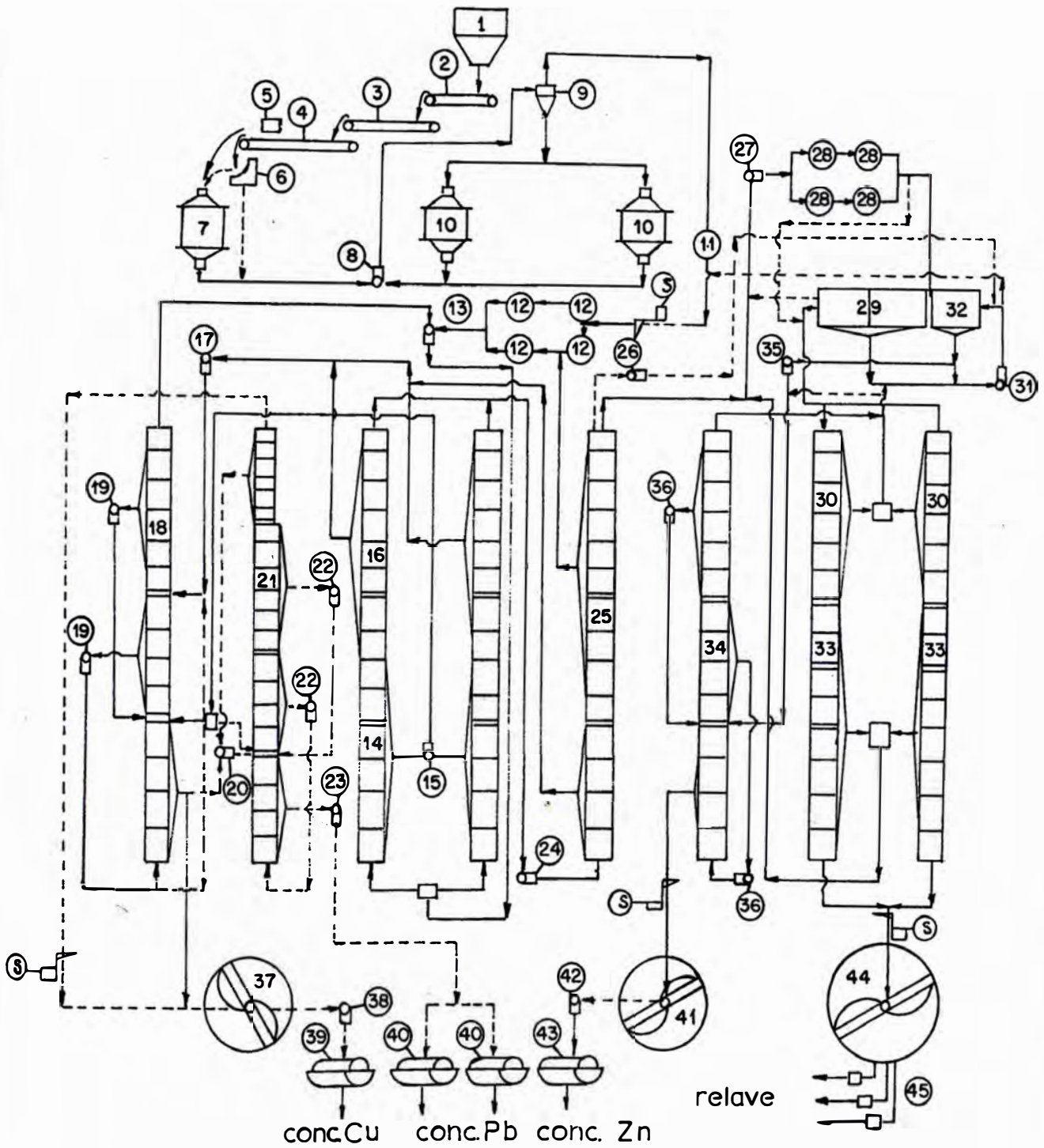
CONCENTRADO ZINC				RELAVES			
Leyes (% g/t)			Rec	Leyes (% g/t)			
Pb	Zn	Ag*	% Zn	Cu	Pb	Zn	Ag*
2.0	49.6	252	69.0	0.22	0.14	0.74	56
1.6	49.8	233	72.9	0.25	0.17	0.74	60
2.3	49.0	242	69.0	0.27	0.20	0.73	57
2.7	49.4	254	67.8	0.28	0.24	0.79	58
2.6	50.0	261	69.5	0.21	0.19	0.73	53
1.7	51.1	227	72.0	0.18	0.17	0.73	43
1.3	52.3	219	77.9	0.15	0.19	0.48	40
1.6	51.3	274	79.5	0.13	0.16	0.46	39
1.4	51.2	278	79.3	0.14	0.16	0.38	34
1.4	51.4	291	79.9	0.12	0.14	0.43	31

Tabla 2.8
 Consumo anual de reactivos en el circuito de separación
 Cu-Pb de Yauricocha

ANO	TONELAJE PROCESADO	Consumo CaO	Consumo NaCN	Consumo ZnO
1980	482,304	374.2	60.4	22.6
1981	459,894	360.5	56.3	31.2
1982	492,435	425.2	49.5	12.9
1983	466,072	644.6	51.6	22.5
1984	479,593	554.2	49.0	13.7
1985	494,202	415.8	39.4	15.8
1986	379,535	217.1	21.3	7.0
1987	386,488	99.6	4.5	3.2
1988	262,392	71.8	6.1	3.0
1989	373,841	60.8	7.7	3.6

promedio, como se muestra en la tabla 2.8.

El diagrama de flujo de esta planta se muestra en la figura 2.2.



-----circuito para el tratamiento de mineral campaña Cobre - Zinc.

CONCENTRADORA YAURICOCHA

CONCENTRADORA YAURICOCHA

SECCIONES: MOLIENDA, FLOTACION Y ELIMINACION DE AGUA

LEYENDA

No	Cant	Descripción
1	2	Tolva de finos de 600 tons de capacidad
2	4	Alimentador de faja de finos de 48' x 50'
3	1	Faja transportadora de 30'x165'
4	1	Faja transportadora de 24'x98'
5	1	Balanza Merrick, modelo "E"
6	2	Cedazo DSM de 3'x3', malla No. 10
7	1	Molino de bolas Marcy de 7'x12'
8	2	Bomba Wilfley 5K
9	2	Ciclón Krebs de 20" de diámetro
10	2	Molinos de bolas Marcy de 8'x6'
11	2	Cedazo sueco, eliminar astillas de madera
12	4	Acondicionador Denver 6'x7'
13	2	Bomba Denver de 8"x6"
14	2	Banco de 6 celdas Agitair No. 48, rougher secundario bulk
15	1	Bomba Galigher de 2-1/2
16	2	Banco de 8 celdas Agitair No. 48, rougher secundario bulk
17	2	Bombas Denver SRL de 8"x6" y Wilfley 4C
18	1	Banco de 20 celdas Agitair No 48 y 6 celdas Agitair No 24 limpiadora bulk
19	2	Bomba galigher de 2-1/2
20	2	Bomba Wilfley 3C
21	1	Banco de 14 celdas Agiatir No 36, separación cobre-plomo
22	2	Bomba galigher de 2-1/2"
23	2	Bomba Galigher de 2-1/2"
24	2	Bomba Wilfley 5K
25	1	Banco de 14 celdas Agitair No 48, scavenger bulk
26	1	Bomba Wilfley 5K , Campaña de Cobre
27	2	Bomba Wilfley 5K
28	4	Acondicionador Denver de 7'x7'
29	1	Banco de 2 celdas Agitair No 120, rougher I zinc
30	2	Banco de 6 celdas No 48, rougher II zinc
31	2	Bombas Galigher de 4" y Wilfley 5K)
32	1	Banco de 1 celda Agitair No 120, ira limpiadora zinc
33	2	Banco de 8 celdas Agitair No 48, scavenger zinc
34	1	Banco de 14 celdas No 48, limpiadora de zinc
35	1	Bomba Galigher de 2-1/2")
36	2	Bomba Galigher de 2-1/2")
37	1	Espesador Dorr Oliver de 50'x10'-concentrado de cobre
38	1	Bomba Wilfley 4C
39	1	Filtro de tambor Dorr Oliver de 8'x12', para concentrado Cobre-Bulk

40	2	Filtro de tambor Dorr Oliver de 8'x12', para concentrado de plomo
41	1	Espesador Dorr Oliver de 50'x10' concentrado de zinc
42	1	Bomba Wilfley 4C
43	1	Filtro de tambor Dorr Oliver de 8'x12', para concentrado de zinc
44	1	Espesador Dorr Oliver de 100'x10, para relaves
45	3	Bomba Wilson Synder Quintuplex de 5-1/2"x8'
46		Muestreador automático de pulpa

2.3 Planta Concentradora de Marh Tunnel, WO₃

Esta planta concentradora, tiene una capacidad de tratamiento de 450 toneladas métricas secas por día de mineral polimetálico de cobre-plomo-zinc. Al igual que en la planta concentradora de Morococha, en ésta se realiza el proceso de separación cobre-plomo, mediante la depresión de minerales de cobre e impurezas, utilizando el reactivo complejo Mix que resulta de la mezcla de cianuro de sodio y sulfato de zinc, en la proporción en peso de NaCN; ZnO(ZnSO₄) = 1.5 - 2.0.

Entre las especies minerales que se encuentran en el concentrado bulk, se tiene como sulfuros a la calcopirita (CuFeS₂), calcosita (Cu₂S), pirita (FeS₂), esfalerita (ZnS), galena (PbS), pirrotita (Fe₇S₆ a Fe₁₂S₁₁), la sulfosal tetrahedrita (3Cu₂S.Sb₂S₃); los óxidos hematita (Fe₂O₃) y magnetita (Fe₃O₄).

La operación metalúrgica total (planta principal + planta de WO₃) y del circuito de separación de la planta de tungsteno (WO₃) se sintetizan en las tablas 2.9 y 2.10, a partir del año 1980. También se resume el consumo de reactivos promedio anual, con fines de información, tabla 2.11.

Tabla 2.9

Balance Metalurgico total de la planta concentradora de Mahr Tunnel (Planta principal-Tungsteno)

ANO	TONELAJE PROCESADO	CABEZA				CONCENTRADO COBRE				CONCENTRADO PLOMO			
		Cu	Leyes (% g/t)			Cu	Leyes (% g/t)			Rec %Cu	Cu	Leyes (% g/t)	
			Pb	Zn	Ag%		Pb	Ag%			Pb	Ag%	
1980	576,443	0.22	1.14	6.00	115	15.3	4.6	1667	47.2	2.3	55.2	2837	78.5
1981	592,072	0.18	1.17	6.70	122	13.4	5.2	1865	43.7	1.5	56.3	3257	79.8
1982	636,197	0.22	0.99	6.50	109	14.9	5.8	2381	44.8	2.4	54.8	3234	70.8
1983	604,572	0.22	0.90	6.80	108	15.0	3.9	2285	47.2	2.7	55.2	3556	72.5
1984	621,735	0.19	0.81	7.10	94	15.1	4.9	2818	44.4	2.7	56.3	3175	72.3
1985	632,477	0.21	0.70	7.10	95	16.5	5.5	2996	53.0	2.5	54.0	3533	73.6
1986	561,402	0.19	0.74	7.20	87	15.3	5.2	2850	51.7	2.1	52.2	2865	76.2
1987	558,264	0.20	0.81	7.10	90	12.7	4.3	2458	48.1	2.6	51.9	2725	78.3
1988	351,899	0.22	0.95	6.90	86	13.8	4.7	1936	53.9	2.2	54.8	2327	75.6
1989	585,303	0.18	0.92	6.70	72	14.3	3.2	1655	51.1	2.7	56.0	2937	79.8

continúa ...

CONCENTRADO ZINC				RELAVES			
Leyes (%,* g/t)			Rec	Leyes (%,* g/t)			
Pb	Zn	Ag*	% Zn	Cu	Pb	Zn	Ag*
0.52	55.8	265	85.2	0.04	0.18	0.89	36
0.46	55.6	254	85.3	0.04	0.16	0.93	32
0.67	56.1	213	88.0	0.04	0.16	0.84	30
0.70	56.0	254	90.8	0.04	0.15	0.84	28
0.58	56.6	232	91.3	0.03	0.13	0.63	22
0.23	56.2	199	91.2	0.03	0.11	0.61	20
0.26	55.7	184	91.8	0.02	0.11	0.59	19
0.39	55.8	191	91.8	0.03	0.10	0.55	17
0.27	55.9	180	92.7	0.02	0.09	0.50	18
0.28	56.5	182	92.9	0.02	0.08	0.4	12

Tabla 2.10
Balance Metalurgico del circuito de separacion Cu-Pb (Planta de W03)

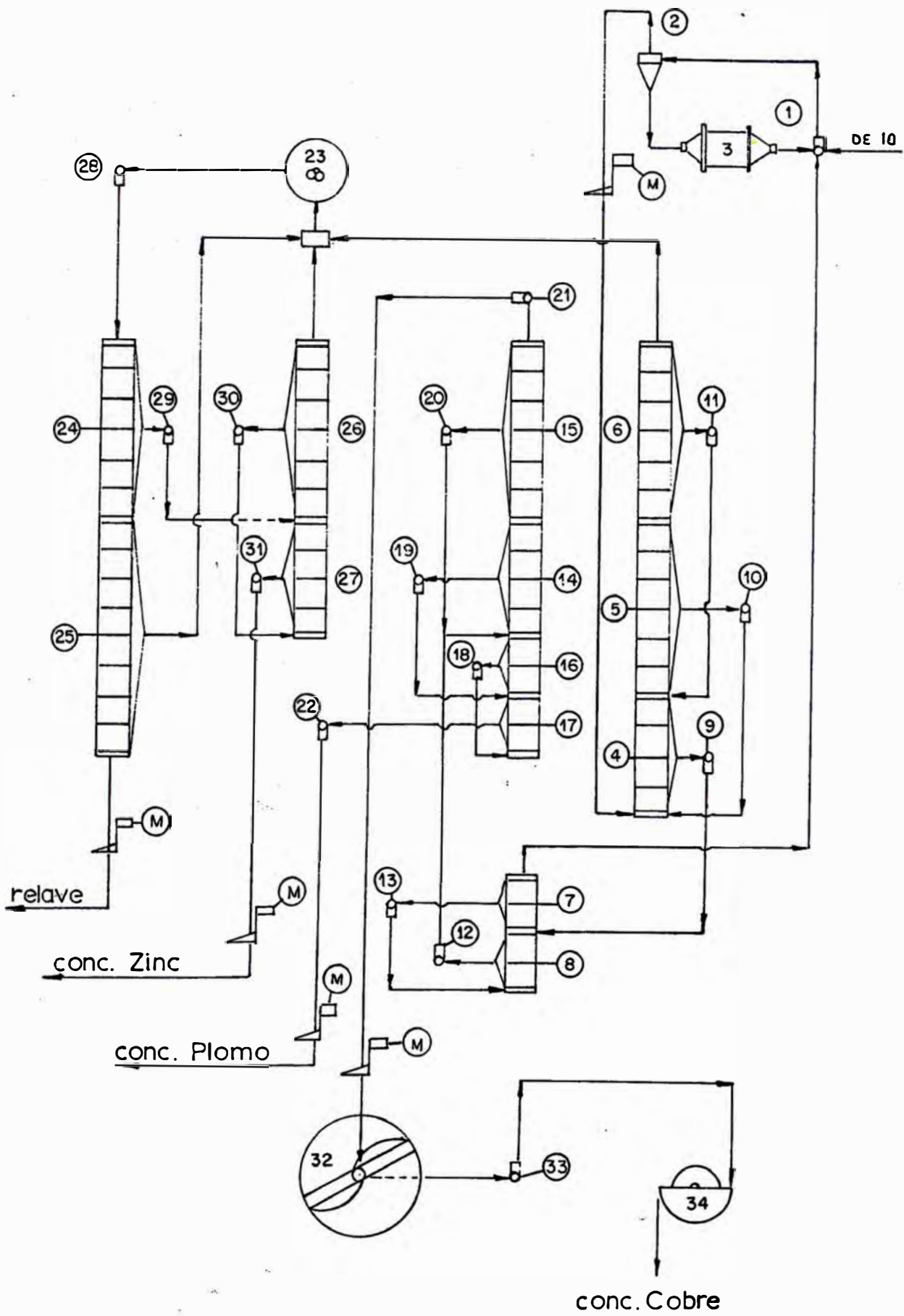
AÑO	TONELAJE PROCESADO	CABEZA			CONCENTRADO COBRE				CONCENTRADO PLOMO			
		Leyes (% g/t)			Leyes (% g/t)			Rec	Leyes (% g/t)			Rec
		Cu	Pb	Ag*	Cu	Pb	Ag*	%Cu	Cu	Pb	Ag*	%Pb
1980	6,287	10.9	24.0	2199	15.3	4.6	1667	88.1	3.5	56.6	3091	87.9
1981	4,863	10.7	21.6	2689	13.9	5.2	1865	88.7	3.8	56.9	4465	83.5
1982	5,478	12.5	18.3	3060	14.9	5.8	2381	89.4	5.4	56.0	5101	76.4
1983	5,391	12.5	17.2	2733	15.0	3.9	2285	90.0	4.9	57.1	4076	83
1984	5,224	12.1	18.6	3107	15.1	4.9	2818	88.9	4.7	52.7	3825	81.4
1985	5,369	14.2	15.3	3457	16.5	5.5	2996	91.6	5.5	51.8	5171	71.8
1986	4,398	13.6	13.6	3318	15.3	5.2	2850	92.3	5.9	52.2	5467	68.8
1987	5,221	11.5	13.4	3145	12.7	4.3	2458	89.1	6.3	51.6	6023	74.2
1988	4,378	10.9	20.4	2688	13.8	4.7	1936	77.2	4.5	55.6	4368	77.0
1989	5,327	11.3	18.9	2264	14.3	3.2	1655	79.9	4.0	56.5	3721	80.0

Tabla 2.11

Consumo promedio anual de reactivos en el circuito de separación Cu-Pb de Marh Tunnel (W03)

ANO	TONELAJE PROCESADO	Consumo CaO	Consumo NaCN	Consumo ZnSO4
1980	121,397	---	24.0	23.4
1981	126,138	---	18.8	25.4
1982	143,011	---	13.8	23.7
1983	135,620	---	14.9	16.0
1984	143,491	---	12.7	22.5
1985	149,441	2.3	19.4	19.0
1986	128,805	2.3	11.4	15.5
1987	136,439	1.9	20.2	21.0
1988	111,099	2.4	12.9	8.9
1989	127,854	1.3	9.5	2.5

El diagrama de flujo mostrado en la figura 2.3 es el que se sigue para obtener los concentrados de Cu y Pb en la planta concentradora de Marh Tunnel



CONCENTRADORA MAHR TUNEL - PLANTA TUNGSTENO
 CIRCUITO DE FLOTACION FIG. II.3

CONCENTRADORAS MAHR TUNNEL
 PLANTA TUNGSTENO
 CIRCUITO DE FLOTACION

No	Cant	Descripción
1	2	Bomba Denver SRL 4"x3"
2	2	Hidrociclón Krebs de 15"
3	1	Molino de bolas Mercy 3'x8'
4	1	Banco de 4 celdas Agitair No 36 rougher bulk
5	1	Banco de 6 celdas Agitair No 36 scavenger 1ra limpiadora
6	1	Banco de 6 celdas Agitair No 36 scavenger 2da limpiadora
7	1	Banco de 2 celdas Agitair No 36 1ra limpiadora bulk
8	1	Banco de 2 celdas Agitair No 36 2da limpiadora bulk
9	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
10	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
11	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
12	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
13	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
14	1	Banco de 4 celdas Agitair No 24 rougher separación
15	1	Banco de 6 celdas Agitair No 24 scavenger separación
16	1	Banco de 2 celdas Agitair No 24 1ra limpiadora separación
17	1	Banco de 2 celdas Agitair No 24 2da limpiadora separación
18	1	Bomba Galigher de 1-1/2"
19	1	Bomba Galigher de 1-1/2"
20	1	Bomba Galigher de 1-1/2"
21	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
22	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
23	1	Acondicionador de zinc de 6'x6'
24	1	Banco de 6 celdas Agitair No 36 rougher zinc
25	1	Banco de 8 celdas Agitair No 36 scavenger zinc
26	1	Banco de 6 celdas Agitair No 36 1ra limpiadora zinc
27	1	Banco de 4 celdas Agitair No 36 2da limpiadora zinc
28	2	Bomba Wilfley 4C y 3 CA
29	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
30	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
31	1	Bomba Galigher de 2-1/2"
32	1	Espesador Dorr Oliver de 50' x 10' para cobre
33	2	Bomba Denver SRL 5" x 4" y Wilfley 4C
34	1	Filtro Dorr Oliver de 8'x12' para cobre
35	1	Muestreadores automáticos

2.4 Planta concentradora de Casapalca

Esta planta concentradora que tiene una capacidad de tratamiento de 2.600 toneladas métricas secas por día está produciendo al igual que la planta concentradora de Yauricocha, concentrados bulk y concentrado de zinc, los cuales son despachados a La Oroya y a El Callao respectivamente.

Entre las especies mineralógicas halladas en este concentrado bulk se tiene a la calcopirita (CuFeS_2), bornita (Cu_5FeS_4), bournonita ($3(\text{PbCu}_2)\text{S} \cdot \text{Sb}_2\text{S}_3$), tetrahedrita ($3\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{Sb}_2\text{S}_3$), galena (PbS). También se determinaron partículas de esfalerita (ZnS), pirita (FeS_2), arsenopirita (FeAsS); así como óxidos tales como limonitas ($2\text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$) y hematita (Fe_2O_3). La ganga está constituida por partículas de silicatos y carbonatos que también fueron desplazados a este concentrado en pequeña proporción.

Cuando aún funcionaba el circuito de separación cobre-plomo, este proceso se realizaba mediante la flotación de minerales de cobre, deprimiendo la galena utilizando bisulfito de sodio-bicromato de sodio para tal fin. En las tablas 2.12 y 2.15 se puede apreciar el balance metalúrgico total y su circuito de separación cobre-plomo (que funcionó hasta fines del mes de octubre de 1986).

Por razones de índole económica, a partir del mes de Noviembre de 1986, se producen los concentrados mencionados anteriormente, cuyos resultados se compararan utilizando los dos balances metalúrgicos que a continuación se muestran.

Tabla 2.13

Balance Metalúrgico de la planta concentradora de Casapalca con circuito de Separación Cobre-plomo

Producto	%	Ensayes % (*g/t)				Distribución %			
		Peso	Cu	Pb	Zn	*Ag	Cu	Pb	Zn
Cabeza cal.	100.00	0.26	1.43	2.69	167	100.00	100.00	100.00	100.0
Conc. Cu	0.19	26.50	11.50	8.66	19313	19.30	1.50	0.60	21.7
Conc. Pb	2.36	5.73	53.24	9.41	4221	52.30	88.00	8.30	59.5
Conc. Bulk	2.55	7.27	50.15	9.35	5337	71.60	89.60	8.90	81.3
Conc. Zinc	4.13	0.88	1.13	57.51	263	14.03	3.27	88.35	6.4
Relaves	93.32	0.04	0.11	0.08	22	14.42	7.10	2.78	12.2

Tabla 2.14

Balance Metalúrgico de la planta concentradora de Casapalca sin el circuito de separación Cu-Pb

Producto	%	Ensayes % (*g/t)				Distribución %			
		Peso	Cu	Pb	Zn	*Ag	Cu	Pb	Zn
Cabeza cal.	100.00	0.24	1.35	2.48	188	100.00	100.00	100.00	100.0
Conc. Bulk	2.30	7.20	49.77	8.56	660	70.30	86.90	8.10	82.6
Conc. Zinc	3.86	0.89	1.17	56.16	308	14.20	3.30	87.30	6.3
Relaves	93.78	0.04	0.14	0.12	22	15.50	9.70	4.50	10.9

Asimismo, en la tabla 2.16, podemos apreciar el consumo promedio anual de reactivos en el circuito de separación de esta planta desde 1980.

El diagrama de flujo actual de la Planta concentradora de Casapalca presenta el circuito de separación en stand-by, como se puede apreciar en la figura 2.4

Tabla 2.12
Balance Metalurgico total de la planta concentradora de Casapalca

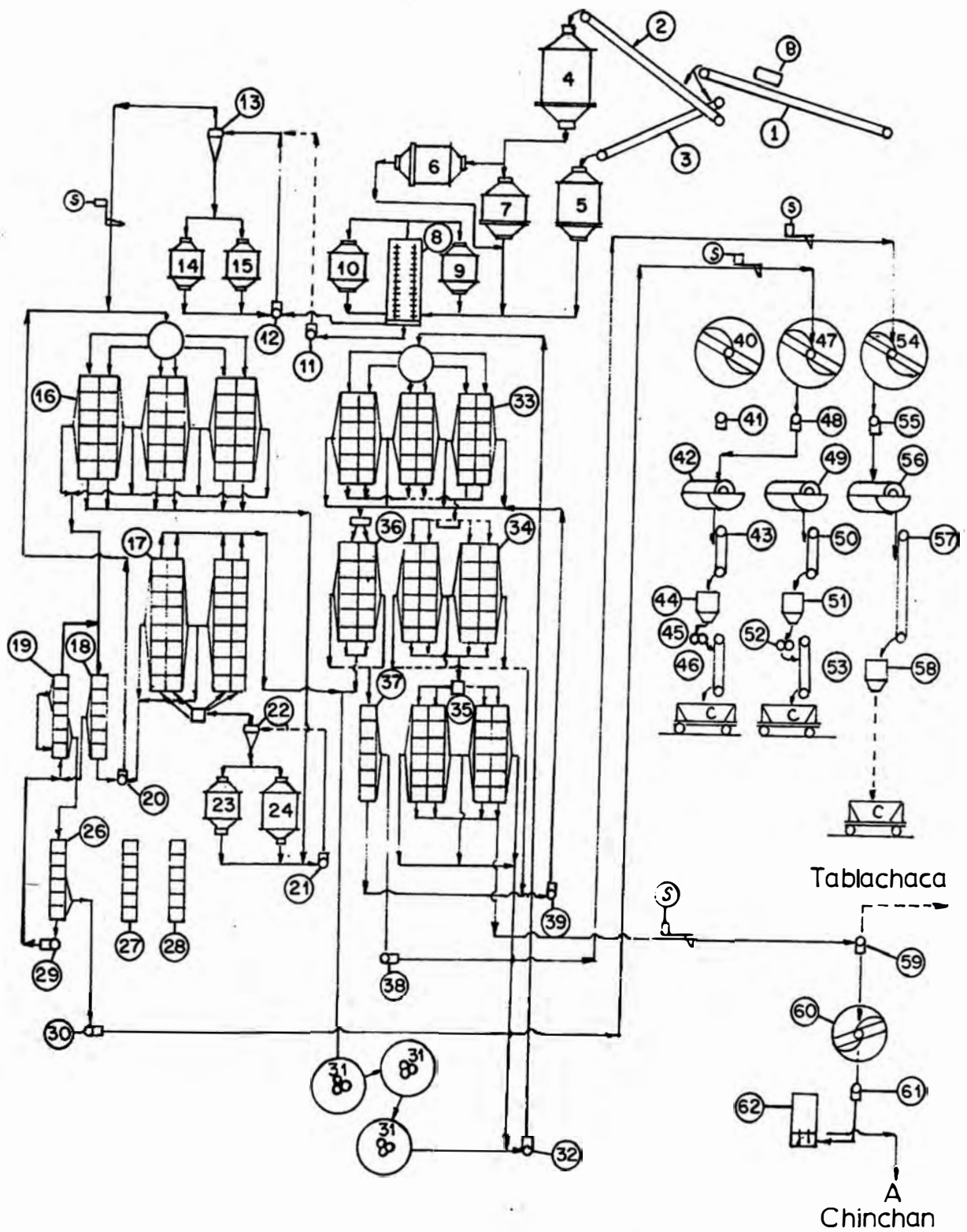
AÑO	TONELAJE PROCESADO	CABEZA				CONCENTRADO COBRE					CONCENTRADO PLOMO			
		Cu	Leyes (% g/t)		Ag*	Cu	Leyes (% g/t)		Rec %Cu	Ag*	Cu	Leyes (% g/t)		Rec %Pb
			Pb	Zn			Pb	Ag*				Pb	Ag*	
1980	742,687	0.29	1.80	0.90	183	28.8	10.8	18881	38.1		4.8	55.3	3430	86.4
1981	736,172	0.29	1.8	3	189	28.6	11.7	18829	28.2		5.5	54.7	4011	87.6
1982	818,241	0.28	2.00	2.90	173	26.9	13.3	18016	28.5		4.7	53.3	3343	83.5
1983	850,060	0.27	1.70	2.80	180	28.0	10.7	19540	31.7		5.0	52.6	3865	84.6
1984	903,493	0.23	1.40	2.30	179	27.2	9.9	21795	28.6		5.4	53.0	4270	89.3
1985	980,154	0.26	1.40	2.60	177	26.7	11.5	20574	22.0		6.5	53.2	4938	88.6
1986	857,158	0.26	1.40	2.70	184	26.3	11.6	20900	27.3		6.1	52.2	4945	86.9
1987	900,003	0.24	1.40	2.50	193					B U L K	7.3	49.6	6569	87.0
1988	613,876	0.24	1.30	2.40	178					B U L K	7.3	48.9	6470	84.0
1989	760,971	0.22	1.30	2.30	160					B U L K	7.5	50.2	6151	82.2

continúa ...

CONCENTRADO ZINC				RELAVES			
Leyes (% g/t)			Rec	Leyes (% g/t)			
Pb	Zn	Ag*	% Zn	Cu	Pb	Zn	Ag*
1.40	59.8	192	85.0	0.04	0.21	0.26	25
1.10	59.6	209	85.1	0.04	0.21	0.25	26
1.70	59.0	239	85.0	0.05	0.27	0.28	26
1.70	58.4	261	84.0	0.04	0.24	0.30	25
1.40	57.2	265	85.9	0.04	0.18	0.22	26
1.30	57.2	306	86.7	0.04	0.15	0.20	24
1.10	57.5	278	88.0	0.04	0.16	0.19	23
1.30	56.9	311	86.9	0.05	0.17	0.24	23
1.20	59.5	276	84.5	0.04	0.18	0.19	22
2.70	59.0	359	85.5	0.04	0.15	0.16	21

Tabla 2.16
 Consumo anual de reactivos en el circuito de separación
 Cu-Pb de Casapalca

ANO	TONELAJE PROCESADO	Consumo K ₂ Cr ₂ O ₇	Consumo NaHSO ₃	Consumo F-70
1980	742,687	33.1	56.3	11.7
1981	736,172	38.6	68.6	15.1
1982	818,241	38.1	96.3	13.6
1983	850,060	35.5	47.5	12.6
1984	903,493	33.0	56.0	11.9
1985	980,154	25.0	55.2	10.8
1986	857,158	45.6	8.2	10.2
1987	900,003			
1988	613,876			
1989	760,971			



CONCENTRADORA CASAPALCA

Concentradora Casapalca
Sección Molienda y Flotación

Leyenda

No	Cantidad	Descripción
1	1	Faja transportadora de 36" x 422'
2	1	Faja transportadora de 36" x 196'
3	1	Faja transportadora de 36" x 153'
4	1	Molino Marcy 9' x 12' de barras
5	1	Molino Marcy 6' x 12' de barras
6	1	Molino Loro Parisini de 5' x 10'
7	1	Molino Marcy 8' x 6' de bolas
8	1	Clasificador de rastrillos Dorr 8' x 28.5'
9	1	Molino Marcy 6' x 4-1/21'
10	1	Molino Marcy 6' x 4-1/21'
11	1	Bomba Warman
12	2	Bomba Wilfley de 5" tipo K
13	2	Hidrociclón de 20"
14	1	Molino Marcy 6' x 4-1/21'
15	1	Molino Marcy 6' x 4-1/21'
16	6	Bancos de 6 celdas Agitair No 48 (rougher bulk)
17	4	Banco de 8 celdas Agitair No 48 (scavenger bulk)
18	1	Banco de 6 celdas Denver No 24 (1ra limpiadora bulk)
19	1	Banco de 6 celdas Denver No 24
20	2	Bombas Denver SRL-C 6" x 4"
21	2	Bombas Denver SRL-C 10" x 8"
22	2	Hidrociclones de 20"
23	1	Molino Marcy de bolas 6' x 4-1/2'
24	1	Molino Denver de bolas 6' x 12'
25	2	Bombas Wilfley 3CA
26	1	Banco de 6 celdas Denver No 24 (3ra limpiadora bulk)
27	1	Banco de 6 celdas Denver Especial No 18 (Separación Cu-Pb)
28	1	Banco de 6 celdas Especial No 18 (Separación Cu-Pb)
29	1	Bomba Vertical de 2-1/2"
30	2	Bombas Wilfley 3CA
31	3	Acondicionadores 8'x8'
32	2	Bombas Wilfley de 5" tipo K
33	6	Banco de 6 celdas Agitair No 48 (rougher I - zinc)
34	4	Banco de 6 celdas Agitair No 48 (ropugher II- zinc)
35	4	Banco de 6 celdas No 48 (scavenger zinc)
36	2	Bancos de 6 celdas Agitair No 48 (1ra limpiadora zinc)
37	1	Banco de 6 celdas Denver No 24 (2da limpiadora zinc)
38	2	Bombas Wilfley 3CA
39	2	Bombas Wilfley 5K
40	1	Espesador de 40'x10'
41	1	Bomba Wilfley 3C
42	2	Filtros de tambor Dorr Oliver de 8'x12'
43	1	Faja transportadora de 18" x 137'

- 44 1 Tolva metálica de 60 tons. de capacidad
- 45 1 Alimentador de banda de 24"x 32'
- 46 1 Faja transportadora de 20"x200'
- 47 1 Espesador de 50'x10' para concentrado bulk
- 48 1 Bomba Wilfley 3C
- 49 2 Filtro de tambor Dorr Oliver de 8'x12'
- 50 1 Faja transportadora de 24"x 125'
- 51 1 Tolva metálica de 60 tons de capacidad
- 52 1 Alimentador de banda de 24"x32'
- 53 1 Faja transportadora de 18'x256'
- 54 1 Espesador de 60' x 10' para concentrado de zinc
- 55 2 Bombas Wilfley 3C
- 56 1 Filtro de tambor Dorr Oliver de 8'x12'
- 57 1 Faja transportadora de 24"x386' (conc de zinc)
- 58 1 Tolva metálica de 20 tons de capacidad (concentrado de zinc)
- 59 1 Bomba Wilfley 5K
- 60 1 Espesador Enviro Clear de 45'x8'
- 61 2 Bombas Allis Chalmers SRL 8"x6"x18"
- 62 2 Bombas Wilson Snyder, modelo 1700 SPT (9"x12")
- 63 1 Balanza automática Merrick
- 64 4 Muestreadores automáticos

2.5 Posibilidad de Procesar el conjunto de los Bulk

Las experiencias realizadas en la división de Procesamiento de Minerales del Departamento de Investigaciones Metalúrgicas de Centromin, indican que el comportamiento de los concentrados bulk producidos en las plantas mencionadas con sus respectivos procedimientos son casi similares. Las características químicas de la separación cobre-plomo se refieren al sistema de reactivos depresores, colectores y modificadores empleados en la flotación bulk y en la separación cobre-plomo en cada planta concentradora. Respecto al depresor, tres de las concentradoras empleaban el sistema de depresión de minerales de cobre con el complejo NaCN-ZnO, mientras que Casapalca empleaba la depresión de galena con bisulfito de sodio y dicromato. Pruebas realizadas anteriormente demostraron que los concentrados bulk considerados responden de la misma manera a los dos sistemas, por lo que sería conveniente realizar

este estudio con los reactivos que se van a evaluar. Para ver la posibilidad de su tratamiento en conjunto o como un compuesto.

La contribución al compuesto total de concentrados bulk que aportará cada concentradora para esta alternativa se muestra en la tabla 17.

Tabla 2.17

Contribucion individual de los concentrados bulk obtenido en cada una de las plantas concentradoras

Concentrad.	Tonelaje anual	Peso (%)	Leyes (%,* g/t)			Distribucion (%)		
			Cu	Pb	Ag*	Cu	Pb	Ag
Morococha	20,554	28.30	10.1	21.20	3009	35.8	16.1	22.5
Yauricocha	22,986	31.60	6.1	43.00	1943	24.2	36.6	16.2
Marh Tunnel	5,221	7.20	10.9	20.40	2688	9.8	3.9	5.1
Casapalca	23,910	32.90	7.3	48.90	6470	30.2	43.4	56.2
Total	72,671	100.00				100.0	100.0	100.0

CAPITULO 3

METODOS DE SEPARACION COBRE-PLOMO

En varios procesos de flotación de minerales complejos de sulfuros, es deseable concentrar cada uno de los valores en productos separados. Aunque existan una variedad de técnicas que puedan ser empleadas para producir una separación eficiente, se utilizan dos tipos básicos de circuitos de flotación:

- Un circuito de flotación diferencial, y
- Un circuito de flotación bulk-selectivo.

La flotación selectiva en tres etapas fue una de las primeras prácticas con minerales de cobre-plomo-zinc.

Ahora se prefiere la técnica de flotar selectivamente un bulk de cobre-plomo, con depresión de los sulfuros de zinc y fierro a pH neutro o levemente alcalino, seguida de la reflotación de los relaves para recuperar selectivamente el zinc del fierro y otros minerales.

Generalmente se utilizan xantatos como colectores y cianuro de sodio, bisulfito de sodio y sulfato de zinc como depresores. La flotación de los sulfuros de cobre se atribuye a la acción del dixantógeno y a la formación de xantatos de cobre. La galena, principal sulfuro de plomo, tiene un mecanismo de activación diferente.

Durante la flotación bulk cobre-plomo, la esfalerita y la pirita permanecerán deprimidas. Como la pirita flota por acción del dixantógeno, el cual se establece a los rangos de pH en los cuales se realiza la flotación cobre-plomo, para

lograr su depresión, se utilizan el cianuro y el bisulfito de sodio. El primero actúa por mecanismos de lixiviación de pirita y adsorción de ferrocianatos de fierro sobre su superficie. Por otra parte, el bisulfito de sodio también deprime la pirita ya activada al descomponer los dixantógenos o xantatos a perxantatos y luego al alcohol correspondiente, entre pH de 6 y 8.

La esfalerita no debería flotar en el bulk, ya que requiere de activación previa. Sin embargo, es común encontrar en las operaciones de las concentradoras, contenidos de zinc en los concentrados bulk, que representan pérdidas considerables, pues en el tratamiento extractivo posterior, el zinc se pierde en la escoria de los reverberos y perjudica a los refractarios, si va asociado al concentrado de cobre o dificulta la aglomeración y escarcha los hornos, si va asociado al concentrado de plomo. El porqué la esfalerita flota indebidamente en el bulk, es un problema particular de cada mineral, aunque las principales causas serían:

- La asociación mineralógica cobre-zinc o plomo-zinc;
- Arrastre de sulfuros de zinc durante la flotación bulk por factores mecánicos, arrastre en agua intersticial de las espumas u otro aspecto similar;

Activación de la esfalerita debido a la presencia de especies solubles de cobre, plata, arsénico, antimonio, cadmio, etc., en el mineral

El tercer factor es de difícil control, aunque puede ser parcialmente controlado por dosificación de reactivos desactivantes y depresores mencionados anteriormente (sulfato de zinc, cianuro, bisulfito o sulfuro de sodio). Para la flotación de la esfalerita de las colas de flotación cobre-

plomo, se usa generalmente el sulfato de cobre (CuSO_4) como activante.

La separación del cobre y plomo a partir del concentrado bulk, es usualmente llevado a cabo por uno de los siguientes procesos:

Con cianuro de sodio, con formación de complejos o no:

- Métodos del dicromato.

La mineralización tan variada de cobre en varios tipos de minerales complejos en los distritos minerales, ha derivado en la necesidad de investigar varios esquemas de separación, que han dado como resultado la adopción de dos sistemas básicos:

1. Métodos del dicromato, y
2. Método del complejo zinc-cianuro de sodio.

En el grupo de las ocho plantas concentradoras que posee la empresa, cuatro de ellas producen concentrados bulk cobre-plomo; éstas son:

- a) Concentradora "Amistad" de Morococha,
- b) Concentradora "Chumpe" de Yauricocha,
- c) Concentradora de Marh Tunnel (W03) y
- d) Concentradora de Casapalca.

3.1 Métodos de Separación Cobre-Plomo

Los métodos industriales de separación de los concentrados bulk de cobre-plomo, pueden ser reducidos a los siguientes regímenes de reactivos principales de depresión:

- A) Flotación de minerales de cobre deprimiendo Galena.
- * con bisulfito de sodio y sulfato de hierro.
 - * con dicromato de potasio.
 - * con ácido sulfuroso y dicromato de potasio.
 - * con ácido sulfuroso y almidón.
 - * con ácido sulfuroso, dicromato de potasio y almidón
 - * con cal.
- B) Flotación de Galena con depresión de minerales de cobre
- * con cianuro de sodio.
 - * con un complejo de cianuro y zinc.
 - * con cianuro y caparrosa blanca, o
 - * con hipoclorito de calcio.

Por otra parte, el concentrado bulk cobre-plomo, conteniendo generalmente impurezas de zinc (esfalerita-marmatita), así como pirita, es separado en dos concentrados, uno de cobre y otro de plomo, teniendo en consideración los siguientes aspectos:

- A. Relación de contenido de plomo a contenido de cobre.
- Pb/Cu \gg 1, considerar inicialmente la flotación de cobre.
- Pb/Cu \approx 1, flotar cobre o plomo; depende de otros factores.
- Pb/Cu $<$ 1, no es claro el elemento a flotar.
- B. Respuesta del concentrado bulk a los reactivos o combinación de ellos en la separación: si se usa el cianuro o la mezcla cianuro-óxido de zinc para

deprimir minerales de cobre, se deberá considerar las posibles disoluciones de plata y oro.

- C. Desplazamiento de las impurezas, ya sea al concentrado o a las colas. Su peso deberá ser sumado al de los sulfuros a deprimir o flotar.

Los puntos anteriormente mencionados, se explican mediante los ejemplos dados en las tablas 3.1 y 3.2.

El concentrado bulk de la tabla 3.1, tiene una mínima proporción de cobre respecto al plomo. Por este motivo, se realiza la flotación de cobre deprimiendo plomo mediante el uso del dicromato y bisulfito. La alternativa de flotación de plomo no es factible en este caso porque, de realizarse, se arrastraría una cantidad excesiva de cobre en las espumas. En casos como el señalado, la separación generalmente presenta una baja eficiencia respecto a la flotación del cobre en su concentrado.

En el bulk de la tabla 3.2, a pesar de tener una relación $Pb/Cu > 1$, la alternativa que se sigue es la flotación de plomo, por la necesidad de desplazar las impurezas contenidas preferentemente al concentrado de cobre. En este caso, para la flotación deberá considerarse la relación especie a flotar especies deprimidas, del siguiente modo:

$$\% Pb / (\% Cu + \% Zn + \% Fe).$$

Tabla 3.1
 Flotacion de minerales de cobre deprimiendo plomo

Producto	Leyes (% g/t)					Distribucion (%)			
	Peso (%)	Cu	Pb	Ag*	Zn	Cu	Pb	Ag	Zn
Bulk	100.00	7.2	51.30	150	7.6	100.0	100.0	100.0	100.0
Conc. Cu	7.10	23.4	11.90	540	6.1	28.1	1.7	25.7	5.7
Conc. Pb	92.90	5.5	54.30	119	7.8	71.9	98.3	74.3	94.3

Tabla 3.2
 Flotacion de minerales de plomo deprimiendo cobre

Producto	Peso (%)	Leyes (% g/t)				Distribucion (%)			
		Cu	Pb	Ag*	Zn	Cu	Pb	Ag	Zn
Bulk	100.00	9.6	20.20	217	7.9	100.0	100.0	100.0	100.0
Conc. Cu	71.00	12.0	7.90	193	8.8	88.6	27.8	63.1	78.5
Conc. Pb	29.00	3.8	50.20	276	5.9	11.4	72.0	36.9	21.5

3.2 Fundamentos Teóricos de la Separación Cobre-Plomo utilizando NaCN y los Oxido-Sulfatos de Zinc

El cianuro de sodio en mezcla con el sulfato u óxido de zinc es el reactivo de mayor empleo. Su uso está condicionado por algunos factores tales como la presencia de calcosita (Cu_2S) a la cual no deprime y, sobre todo, por el hecho que produce una disolución excesiva de minerales preciosos. Tampoco es recomendable usarlo si las especies a flotar se encuentran como galena oxidada.

La mezcla es ideal si la relación $\% Pb / (\% Cu + \% impurezas)$, es aproximadamente igual a 1, mientras que en los casos en que la cantidad de plomo fuera excesiva respecto al cobre, los requerimientos de cianuro serían tan altos que probablemente se debería considerar otra alternativa.

El elevado precio del cianuro, sus problemas de toxicidad y las pérdidas de oro y plata que origina, han impulsado estudios intensivos para optimizar su uso.

Recientemente se ha logrado una mejor comprensión del sistema al determinarse que existe una relación definida entre las principales especies que intervienen en la depresión de minerales de cobre. Esta relación tiene la siguiente forma:

$$\log \frac{[Cu^{2+}][CN^-]^2}{[CN^-]^2} = A - B \log [X'] + C \text{ pH}$$

con A, B y C mayores que cero. Esta relación permite deducir algunos aspectos que eran conocidos intuitivamente, como el hecho de que una mayor cantidad de complejo cuprocianuro en la fase acuosa de la pulpa implica la necesidad de un mayor consumo de cianuro a condiciones constantes de concentración de xantato (X^-) y pH. Esta fórmula, que según los que la plantearon, tiene una fundamentación teórica y práctica que permite visualizar las posibilidades de optimización del sistema y la reducción del consumo de cianuro.

Así, mediante esta relación, se aprecia que la concentración necesaria de cianuro libre puede ser menor a pH mayores y a concentraciones menores de $Cu(CN)_2$ y X^- en la pulpa.

Para reducir la concentración de xantato en la pulpa a niveles indispensables para la flotación de la Galena (PbS), se puede utilizar carbón activado para adsorber el X^- excedente usando simultáneamente sulfuro de sodio o cianuro para la desorción adicional de X^- de la superficie de los sulfuros de cobre.

La reducción de la concentración de $Cu(CN)_2^-$ en la pulpa se logra pasivando las superficies de los sulfuros de cobre para evitar la lixiviación por cianuro mediante el óxido o sulfato de zinc que forman complejos de cianuro y zinc sobre la superficie de la calcopirita ($CuFeS_2$) y otros sulfuros de cobre.

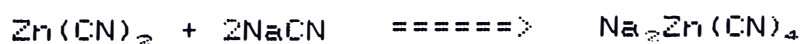
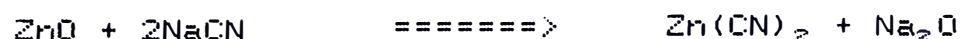
La regulación del pH es también un factor importante, pudiendo lograrse mejores resultados a valores de 10.5 en que el plomo aún flota bien y el cianuro ejerce su mayor poder depresor.

Así pues, para el tratamiento de concentrados con alto contenido de oro (Au) y plata (Ag), se recomienda la utilización del CN^- en la forma de un complejo $\text{Na}_2\text{Zn}(\text{CN})_4$ y ajuste del pH con soda o cal, dependiendo del tipo de galena presente, ya que en algunos casos es sensible a los iones Ca^{++} , característica observada cuando la galena posee un alto contenido de plata; en algunos casos se recomienda el empleo de sulfato de amonio, o adición por etapas del complejo depresor.

La depresión de minerales de cobre mediante soluciones que contengan CN^- o $\text{Zn}(\text{CN})_2$, sería un proceso de lixiviación para desorber el xantato de la superficie de estos minerales. La rapidez de esta reacción es determinada por la composición mineralógica del concentrado bulk, el tratamiento previo seguido para obtener este concentrado, la adición previa de reactivos, etc.

El débil efecto disolvente del complejo se debe posiblemente a la adsorción sobre la superficie de los minerales de cobre secundarios, de zinc formado por la descomposición del anión complejo $\text{Zn}(\text{CN})_2$; el zinc adsorbido por la superficie mineral también obstruirá la adsorción del xantato, y así los minerales de cobre serían deprimidos más efectivamente y en forma más estable.

Las reacciones químicas que controlan la producción de $\text{Na}_2\text{Zn}(\text{CN})_4$ son las siguientes:



Una característica común de estas reacciones es que con el incremento del pH, la disolución del ZnO en solución de cianuro es más efectiva. Esto da lugar a que la calidad del complejo (alta concentración de $Zn(CN)_4^{2-}$) sería mejorada si el CaO, fuese añadido al tanque en el cual se prepara usualmente el complejo. Los resultados de pruebas muestran que el $Zn(CN)_2$, no se disocia completamente durante la preparación del complejo hasta que no se alcance un pH = 11.5, permitiendo un incremento en la disolución del cobre.

El sulfato de zinc sería el sustituto del óxido de zinc, con una etapa previa de neutralización con cal para asegurar la alcalinidad protectora para el cianuro.

El consumo de cianuro, complejo zinc-cianuro, para la depresión de cobre depende fuertemente del contenido de cobre en el concentrado bulk. Como regla general cada unidad de cobre contenido en el concentrado bulk requerirá de alrededor de 0.5 lb de NaCN (como complejo). Los resultados típicos al utilizar este reactivo complejo son:

Tabla 3.3

Resultados típicos en el proceso de separación Cu-Pb utilizando complejo Mixto

PRODUCTO	Ensayes %			Distribución %		
	Cu	Pb	Zn	Cu	Pb	Zn
Concen. bulk	13.7	35.2	4.7	100.0	100.0	100.0
Conc. Cu	25.2	3.4	6.1	90.0	4.6	65.0
Conc. Pb	2.7	66.3	3.2	10.0	95.4	35.0

Otro de los reactivos usados para la depresión de cobre durante la flotación de plomo es el permanganato que actúa adecuadamente sobre la calcopirita (CuFeS_2). Su posible aplicación en la práctica es de gran interés ya que posee algunas ventajas en comparación con el complejo de cianuro de sodio y óxido de zinc, sobre todo en que no produce disolución de valores como oro y plata y minerales secundarios; por otro lado, su aplicación requiere de condiciones estrictas siendo estas excesivamente críticas, tales como:

- Su efecto depresor sobre los minerales de cobre es de corta duración, y por otro lado altas adiciones de permanganato retardan la recuperación de plomo, por lo que se debe adicionar por etapas.
- La eficiencia de separación (selectividad), depende fundamentalmente del pH; por lo que se recomienda su control estricto.
- La temperatura de trabajo debe estar entre 15°C - 30°C ; a mayores temperaturas se reactiva la flotación de minerales de cobre.

Finalmente el consumo de reactivos y los costos, son los parámetros que deciden si se opta o no por algún método que por supuesto, de también resultados técnicos.

3.3 Mineralogía de los concentrados Bulk Cobre - Plomo

El estudio de la separación de cobre - plomo del concentrado bulk, no podía estar separado del análisis mineralógico del concentrado.

Los minerales complejos de Cobre-Plomo-Zinc, pueden ser definidos como asociaciones de minerales de cobre (calcopirita (CuFeS_2), calcosita (Cu_2S), covelita (CuS), enargita ($3\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{As}_2\text{S}_5$), galena (PbS), esfalerita-marmatita (ZnSFe), y pirita (FeS_2) o pirrotita (Fe_9S_8 a Fe_6S_7), representando fuentes de metales no ferrosos y preciosos. Su composición típica cubre los siguientes rangos:

Cu: 0.1% - 3%; Pb: 0.3% - 3%; Zn: 0.2% - 10%; S: 20% - 50%
Ag: 30 - 100 g/t; Au: 0 - 10 g/t

Los parámetros mineralógicos que podrían tener gran influencia en el procesamiento son los siguientes:

- La presencia de pirita (o pirrotita), relativamente en grandes cantidades.
- La textura muy compleja; la asociación de minerales principales es normalmente muy intrincada; los minerales valiosos se presentan en un rango muy fino (pocos micrones) a finos (pocas decenas de micrones)
- La presencia de minerales menores, cuya importancia económica podría ser significativa en términos de su contenidos de metales preciosos (Au-Ag) o su influencia en el tratamiento metalúrgico subsecuente (presencia de As, Sb, Bi, Hg, Cd, etc.).
- La presencia de alteraciones de los minerales (particularmente del cobre), y minerales no sulfurosos. Los problemas de flotación en general son de origen geológico. Las características de un depósito mineral tienen influencia sobre la práctica metalúrgica. Cualquier alteración sobre la superficie del mineral es de

gran importancia ya que la flotación es un fenómeno superficial.

Desde que existen varios tipos de depósitos minerales de cobre-plomo-zinc-, con algunas asociaciones de mineral y características diferentes, un orden de complejidad metalúrgicas sería como sigue:

- Mineral sulfuroso inalterado compuesto por calcopirita libre y de grano grueso, galena y esfalerita.

- Minerales o menas sulfurosas inalteradas conteniendo varios tipos de minerales de cobre: tetrahedrita ($3\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{Sb}_2\text{S}_3$), tenantita (CuAs_2S_4), enargita ($3\text{Cu}_2\text{S} \cdot \text{As}_2\text{S}_3$), calcosita (Cu_2S), covelita (CuS), calcopirita (CuFeS_2), bornita (Cu_5FeS_4), galena (PbS) y esfalerita (ZnS).

- Menas alteradas y oxidadas

Los tipos de mena nombrados llegan a ser más complejos en aquellos casos donde también están presentes la pirita y la marcasita, donde hay ocurrencia de marmatita en vez de esfalerita y cuando los minerales están finamente diseminados. La ganga puede estar constituida por cuarzo (SiO_2), calcita (CaCO_3), rodocrocita (MnCO_3), siderita (FeCO_3), etc.

Los compuestos de zinc-cianuro, son excelentes depresores de la calcopirita, bornita, tenantita y otros minerales de cobre, pero son ineficaces con la calcosita y la covelita y por supuesto sobre la galena.

Como ejemplo se puede mencionar un trabajo realizado sobre un concentrado bulk, cuyas principales especies fueron la bornita, galena, calcosita y calcopirita. Los minerales de

la ganga están en forma de feldespatos y granos de cuarzo combinados con carbonatos y otros minerales.

La separación del concentrado bulk fue llevado a cabo siguiendo el método basado en la depresión de minerales de cobre mediante el reactivo complejo de zinc-cianuro, formado en la pulpa por interacción del sulfato de zinc y cianuro en medio alcalino. Es notoria una marcada perturbación del proceso de separación cuando se incrementó el contenido de cobre en el mineral en forma de calcosita.

Por esta razón es muy importante el estudio de la interacción entre la calcosita y el complejo de zinc-cianuro. Se ha establecido que la calcosita destruye este complejo más pronto que la bornita, convirtiéndose en un complejo de cianuro-cobre. Esta es la principal razón para la depresión inestable, mediante el complejo zinc-cianuro, de la calcosita y de otros minerales de cobre con la presencia de esta especie.

El proceso de destrucción de la sal compleja se produce aparentemente de acuerdo a la siguiente reacción:



Investigaciones de la cinética de flotación en la separación cobre-plomo mostraron que frecuentemente durante los primeros 3-6 minutos, la selección es normal, pero después los minerales de cobre empiezan a flotar vigorosamente. Se debe tener presente que la descomposición del complejo se incrementa con la presencia de mayores cantidades de calcosita fina.

Por último, cuando se trata de separar un concentrado bulk que contiene apreciables cantidades de zinc y fierro, en concentrados de cobre y plomo respectivamente, es preferible

desplazar éstos contaminantes al concentrado de cobre que al de plomo; en el proceso de depresión de minerales con el reactivo complejo esto no sería problema, pues este es al mismo tiempo depresor de minerales de cobre, fierro y zinc.

CAPITULO 4

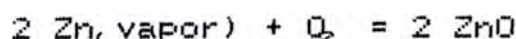
PRODUCCION DE REACTIVOS A UTILIZARSE

4.1 Producción de Oxido de Zinc

4.1.1 Método de producción de óxido de zinc

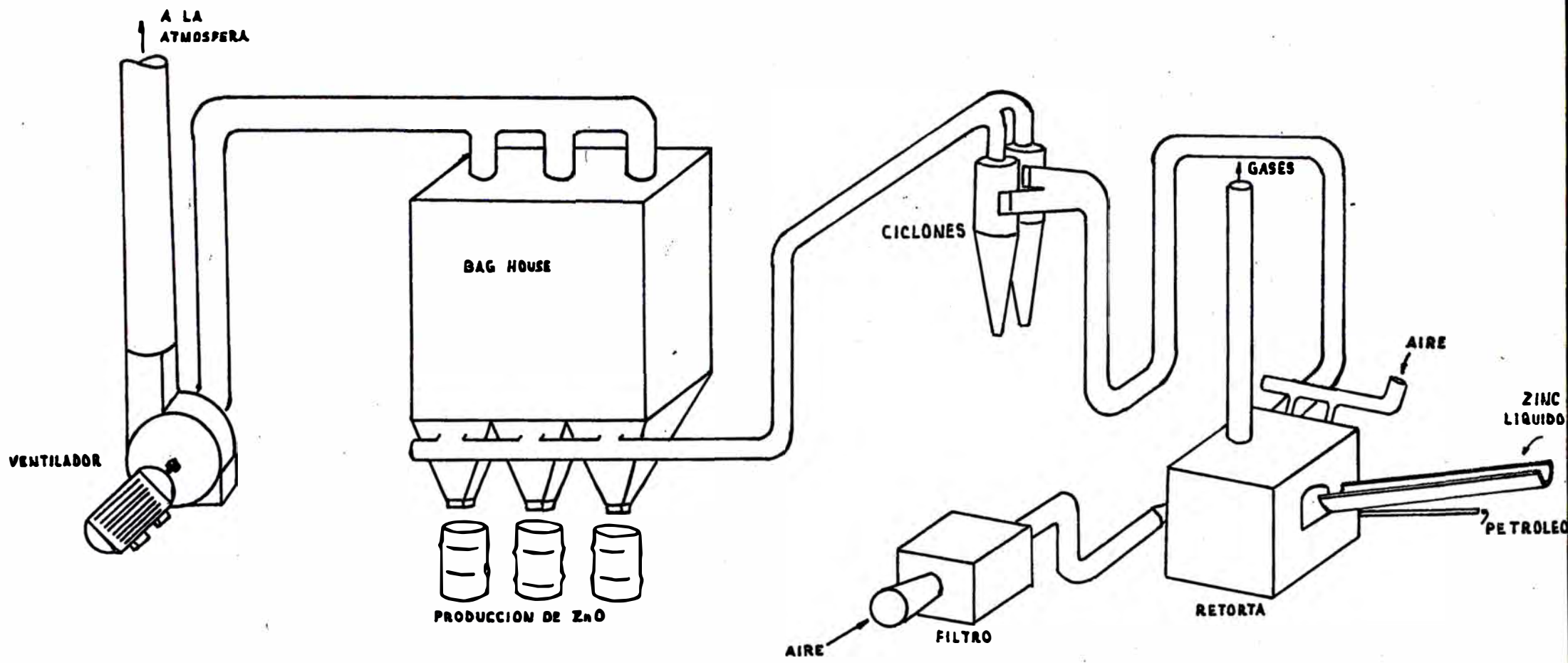
Para la producción del óxido de zinc, se utiliza una retorta que trata una carga de zinc al estado líquido, proveniente del horno AJAX, de 600 kilogramos y durante 6 horas en batch; por medio de quemadores de petróleo, el zinc es volatilizado y oxidado por una corriente de aire a la salida de la retorta. El óxido de zinc así formado y el flujo de gases acompañantes es enfriado a su paso por una tubería que alimenta a dos ciclones en paralelo, para finalmente ser captados en un Bag - House. Este Bag - House tienen una ventiladora que mantiene en succión al sistema. Fig. No 4.1.

La reacción que responde a este proceso es la siguiente:



La temperatura de ebullición del zinc a 3800 m.s.n.m. es de 862° C. La producción estimada de este reactivo a nivel industrial será de 60 toneladas métricas mensuales.

4.1.2 Características Cuantitativas y Cualitativas del Oxido de zinc



PLANTA DE PRODUCCION DE OXIDO DE ZINC
 CAPACIDAD NORMAL: 60 T. FIG. 4.1

Las tablas Nos 4.1 y 4.2, permiten observar los componentes del óxido de zinc producido, así como su contenido aproximado. El análisis cuantitativo de este producto se puede observar en el siguiente cuadro de resultados químicos:

Tabla No 4.1

Análisis Químico Cuantitativo del Óxido de zinc

Elemento	Cu	Zn	Fe	Cd	S	A/Zn	W/Zn	M/Zn	Ox/Zn
Ensayes	0.02	79.8	0.05	0.01	Tr.	79.3	3.2	0.98	99.7

Este producto, relativamente puro, será punto de referencia debido a su utilización en las plantas concentradoras principalmente ya que se conoce al óxido de zinc, como reactivo componente de los complejos MIX, en casi la totalidad de la literatura.

4.1.3 Características del Reactivo Complejo Cianuro de Sodio - Óxido de zinc

La relación $\text{NaCN}:\text{ZnO}::2.1:1$, ha sido obtenida bajo las mismas condiciones de temperatura, velocidad y tiempo de agitación (1 h), y considerada como la más apropiada dentro del grupo de pruebas. Para llevar a cabo estos test, se preparó dos litros de cianuro de sodio al 5% de la que se toma 100 ml de solución cada vez que se realiza la disolución de óxido de zinc a diferentes relaciones en peso de cianuro de sodio a

óxido de zinc. Se obtuvo así la relación que proporciona la condición de saturación práctica y que se mantiene en la preparación de los reactivos complejos con el sulfato de zinc y el óxido esfumado (FUME).

El análisis químico cualitativo de la muestra de óxido de zinc, del cake y la solución de complejo que se forma al hacer reaccionar este óxido de zinc con la solución de cianuro de sodio preparada y en la proporción de saturación práctica hallada, se puede observar en la siguiente tabla:

Tabla No 4.2

Análisis químico cualitativo de los productos de formación del complejo zinc-cianuro a partir del óxido de zinc y cianuro de sodio

	M	m	s	w	v
Muestra de Oxido de zn	Zn	-	-	Cd, Cu	Ag, Al, As, B, Bi, Ca, Cr, Fe, Mn, Pb, Sn
Cake	Ca, Zn	Fe	Al, Cd, Pb, Si	As, Bi, Cr, Cu, In, Na, Ni	Ag, Ba, Mg, Mn, Sb, Sn, ti, Tl
Solución	Na, Zn	-	B	Si	Ag, Al, Ca, Cd, Cu, Fe, Mn, Pb, Sn

M, mayor componente (probable sobre 10%)

m, menor componente (probable de 1% - 10%)

s, trazas fuertes (probable de 0.1 - 1%)

w, trazas débiles (probable de 0.01%-0.1%)

v, trazas muy débiles (menos de 0.01%)

ND, investigado pero no detectado

En ella se observa un buen contenido de zinc como complejo, luego de una hora de agitación. La aparente gran cantidad de zinc en el cake, se debe a que el óxido de zinc producido en la planta contiene partículas de zinc metálico, que no han llegado a formar parte del reactivo complejo y representarían la mayor proporción en este cake.

También se observa que la mayoría de los componentes originales se mantienen, ya sea en el cake o en solución, como trazas débiles. La solubilidad de este óxido de zinc en la solución de cianuro al 5% fue de 95%. No se debe olvidar que el complejo MIX, se define como una solución de cianuro de sodio saturada con óxido de zinc para garantizar la ausencia de iones de CN^- libre en solución y, evitar así la disolución de oro y plata de los minerales secundarios de cobre.

Para las pruebas de disolución del óxido de zinc en solución de cianuro de sodio, se preparo dos litros de esta solución al 5%. Las condiciones fueron:

100 ml de solución de cianuro de sodio al 5%

2.4 g de ZnO (que se agrega todo a la vez)

velocidad de agitación constante

tiempo de agitación: VARIABLE

Los resultados promedio se dan en la tabla no 4.3 y están graficados en la Fig. 4.2

Tabla 4.3

Velocidad de disolución de ZnO en solución de NaCN al 5%

Tiempo de agitación (minutos)	Zn (g/l)	% Promedio de Zn en solución
5	17.6	91.9
10	17.9	93.9
20	18.2	95.0
30	18.4	96.1
60	18.6	97.1
120	18.9	98.7
180	18.9	98.7
240	18.4	96.1

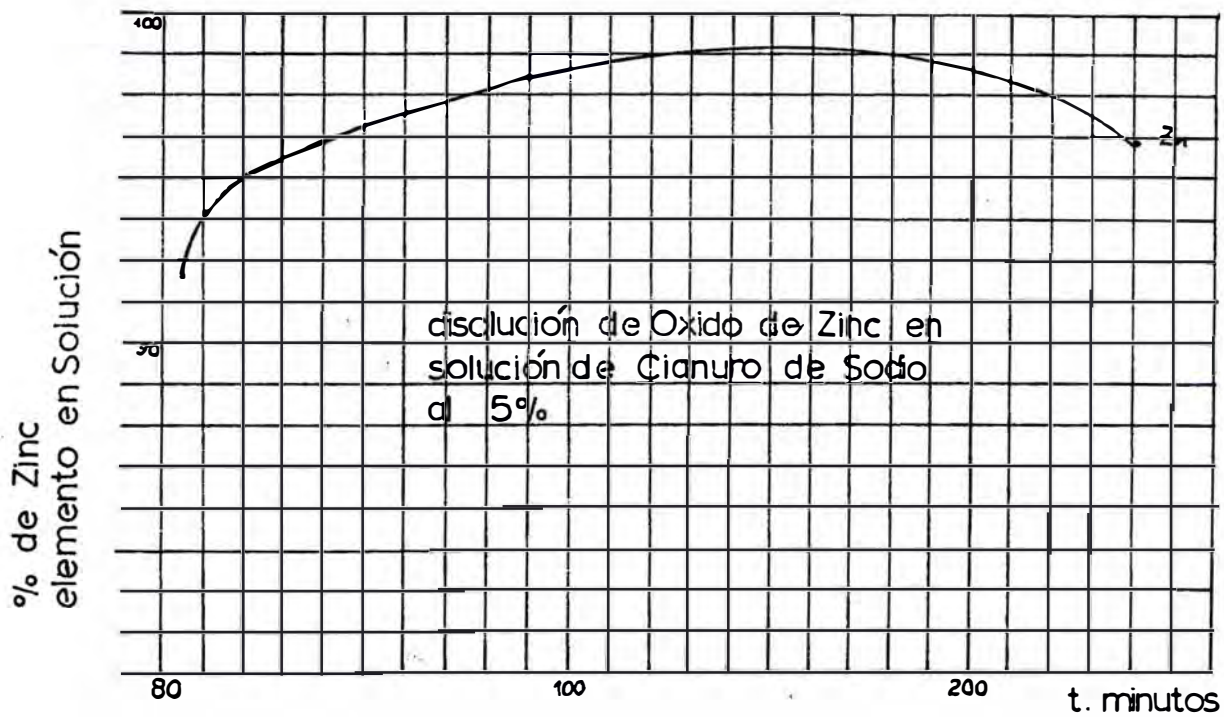
Observar que a los 5 minutos de agitación, ya el 90% del zinc esta en solución y que un tiempo prolongado de agitación no sería necesario ni conveniente.

4.2 Producción de Sulfato de Zinc

4.2.1 Método de Producción y producción mensual

La planta de producción de sulfato de zinc, opera con solución de sulfato de zinc proveniente de la planta de cadmio o de la planta de tratamiento de residuos. El diagrama de flujo de esta planta se muestra en la figura No 4.3.

La solución de sulfato de zinc almacenada en un tanque a 55° C, es alimentada por gravedad a la batea del lavador de gases tipo multipaletas, para luego ser bombeada hacia un sistema de rociadores, enfriando por EVAPORACION a los gases provenientes de la tolva de almacenamiento y del ciclón a través de los ventiladores, lavando el polvo seco de



TIEMPO DE AGITACION VS % DE ZINC EN SOLUCION FIG. 4.2

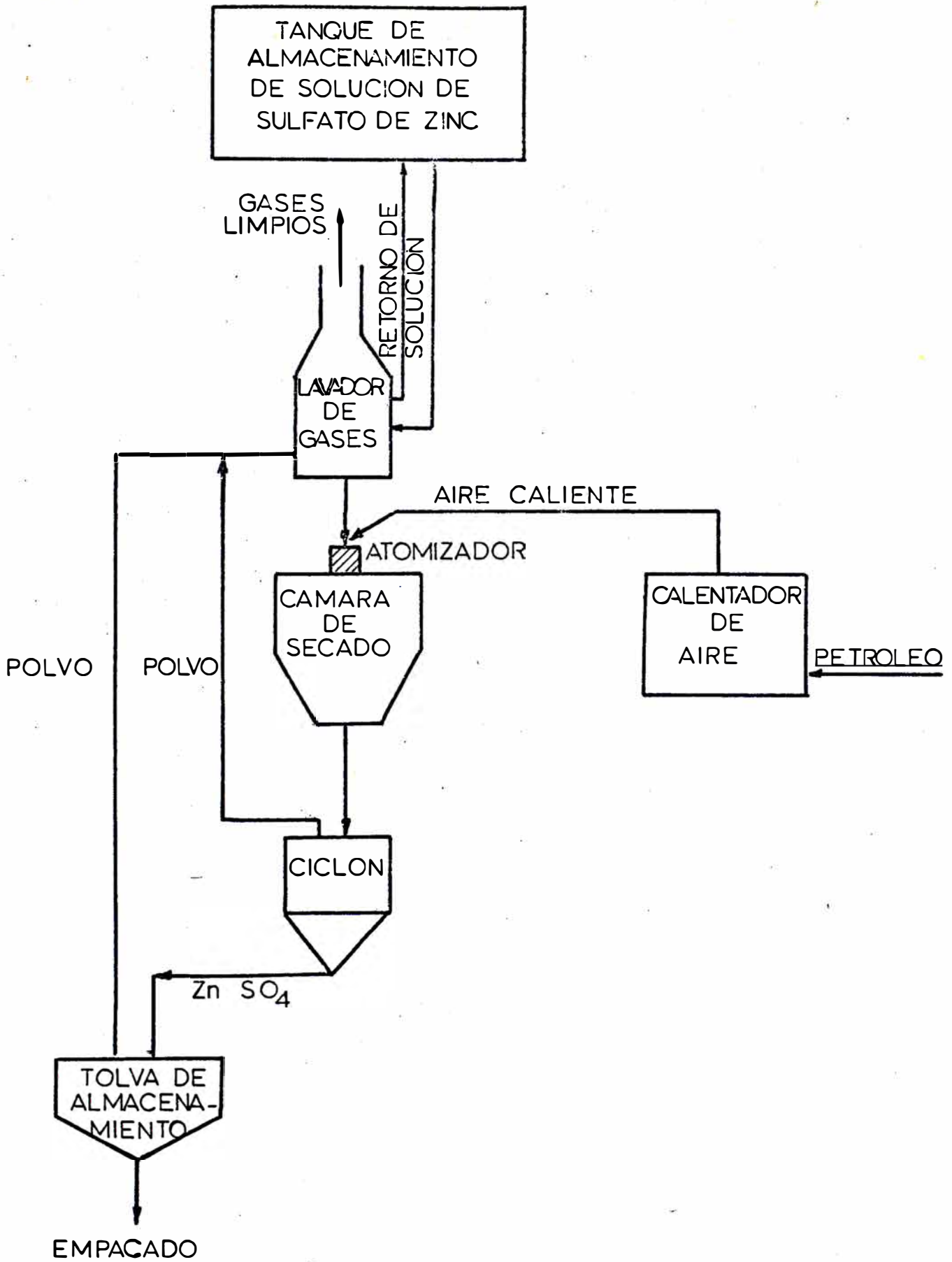


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE SULFATO DE ZINC Fig. N° 4.3

sulfato de zinc que acompaña a estos gases y concentrándolos en la batea del lavador de gases.

Esta solución concentrada es bombeada a la máquina rociadora BOWEN, ubicada en la parte alta de la cámara de secado. Esta máquina rociadora está provista de un disco atomizador centrifugo, alrededor del cual circulan gases calientes provenientes de un calentador de aire, produciéndose una mezcla interna de estos gases y la solución de sulfato atomizado. Los gases calientes transportan el producto seco a través de la base cónica de la cámara de secado hacia el ciclón colector donde se separan el producto seco de los gases. El polvo seco de sulfato es pasado a una tolva de separación desde la cual es desplazado hacia otra tolva de almacenamiento. Los gases del ciclón colector y de la tolva de almacenamiento, son succionados por los ventiladores, principal y secundario, respectivamente, y enviado a través del lavador de gases, como ya se mencionó.

La producción mensual de esta unidad de producción es de 300 toneladas métricas de sulfato de zinc.

4.2.2 Características Cuantitativas y Cualitativas del sulfato de zinc

Las tablas Nos 4 y 5 de este capítulo, permiten observar los elementos que componen el sulfato de zinc producido por el procedimiento descrito anteriormente así como su contenido aproximado. El análisis químico cuantitativo se puede observar en la siguiente tabla.

Tabla No 4.4

Análisis químico cuantitativo del sulfato de zinc

Elemento	Cu	Pb	Zn	Fe	Cd	Mn	S	A/Zn	M/Zn
Ox/Zn									
Ensayes	0.02	0.02	35.6	0.07	0.16	0.47	16.3	35.0	NIL
45.1									

A/Zn, zinc soluble en ácido

W/Zn, zinc soluble en agua

M/Zn, zinc metálico

Ox/Zn, zinc como óxido

Estos valores comparados con el sulfato de zinc Q.P., representan un producto de calidad muy aceptable, para los fines en los que se pueda utilizar, como podrían ser las plantas de beneficio de minerales.

4.2.3 Características del Reactivo Complejo Cianuro de Sodio - Sulfato de Zinc

El procedimiento de preparación fue el utilizado al preparar el reactivo complejo cuando se uso óxido de zinc. Se ha conservado la proporción en peso de NaCN:ZnO(ZnSO₄), 2.1:1.

Los resultados del análisis químico cualitativo de la muestra, del cake y la solución del complejo que se formaron al hacer reaccionar este sulfato de zinc con la solución de cianuro de sodio preparada, se pueden observar en la siguiente tabla.

Tabla No 4.5

Análisis químico cualitativo de los productos de formación del complejo zinc-cianuro a partir del sulfato de zinc y cianuro de sodio

	M	m	s	w	v
Muestra de sulfato Zn	Zn	Ca	Cd, Mn	Cu, K, Na	Ag, Al, As, B, Be, Cr, Fe, In, Mg, Ni, Pb, V, Sb, Si, Sn, Tl
Cake	Ca, Zn Fe, Mn	-	Al, Mg Si	Ca, Cu, Ni Pb, V	Ag, As, Be, Bi, Cr, In, Sb, Sn, Ti, Tl
Solución	Na, Zn	-	-	Ca, Mg, Mn	Ag, Al, B, Ca, Cu, Fe, K, Ni, Pb, Si

El contenido de zinc en el cake se podría explicar mediante la precipitación del compuesto $Zn(CN)_2$ que se produce en forma inmediata, luego de agregar el sulfato a la solución de cianuro, como pudo comprobarse con el sulfato de zinc Q.P.

La solubilidad del sulfato de zinc en la solución de cianuro de sodio al 5%, fué de alrededor de 80% bajo las mismas condiciones utilizadas en la preparación del complejo con ZnO .

Para las pruebas de disolución del sulfato de zinc en solución de cianuro de sodio, se procedió de la misma manera que en el caso anterior (con óxido de zinc). Las condiciones fueron:

- . 100 ml de solución de cianuro de sodio al 5%
- . 5.3 g de $ZnSO_4$
- . Velocidad de agitación constante
- . Tiempo de agitación: VARIABLE

Los resultados promedio se dan en la tabla No 4.6 y están graficados en la figura 4.4

Tabla No 4.6

Velocidad de disolución de $ZnSO_4$ en Solución de NaCN al 5%

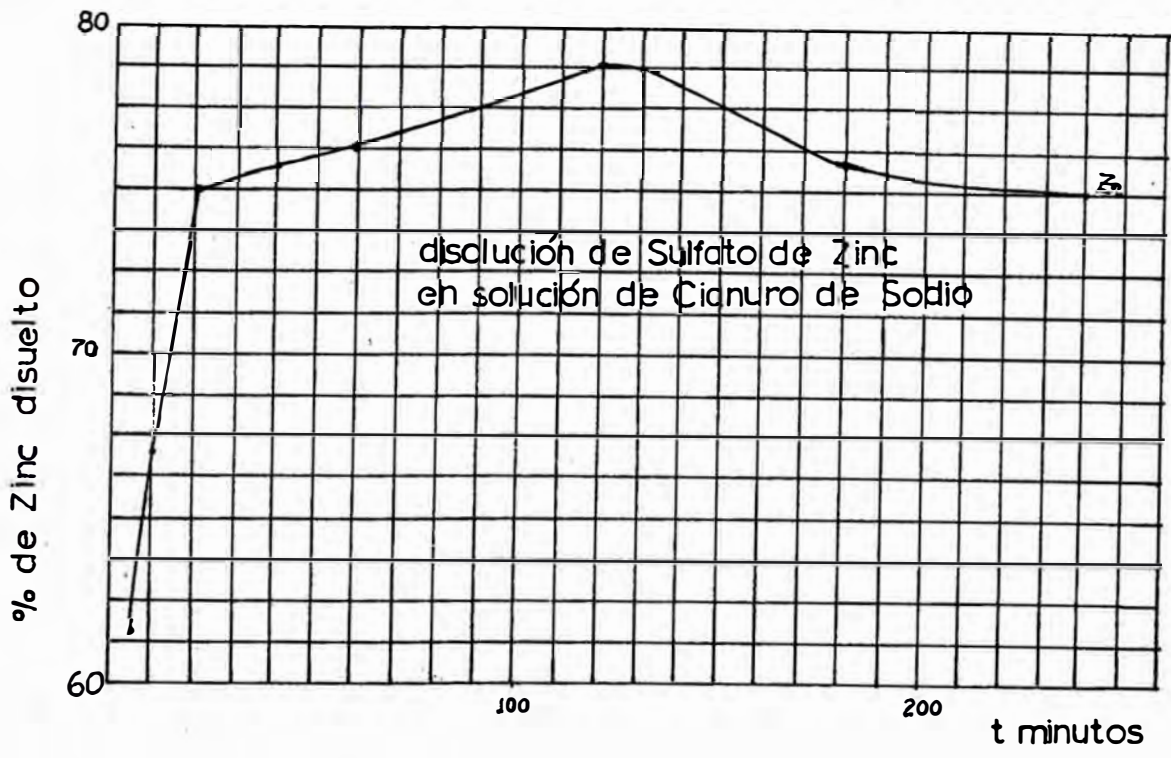
Tiempo de agitación (min)	Zn (g/l)	% Promedio de Zn en solución
5	11.6	61.4
10	12.7	67.2
20	14.2	75.1
30	14.3	75.7
60	14.4	76.2
120	14.9	78.8
180	14.3	75.7
240	14.2	75.1

El tiempo de agitación prolongado produce efectos negativos como en el caso del óxido de zinc. Se observa que el 75% del zinc total ha pasado a solución a los 20 minutos de agitación a partir del cual la disolución es lenta comparada con los minutos iniciales.

4.3 Producción de FUME en ZLRPP

4.3.1 Método de producción y producción mensual (t)

El residuo de la lixiviación de calcina en forma de pulpa de la unidad de lixiviación-filtración de la planta electrolítica de zinc se concentra, filtra y seca.



TIEMPO DE AGITACION VS % DE ZINC EN SOLUCION FIG. 4.4

El residuo seco, compuesto principalmente de ferritas de zinc, junto con otros elementos tales como cadmio, plomo, indio, cobre, plata, arsénico y antimonio, es mezclado con carbón fino y perdigonado usando sulfato de zinc como aglomerante. Los perdigones son alimentados a un horno rotatorio que tiene un lecho con carbón grueso, mientras que el espacio libre, tiene una atmosfera oxidante. A medida que los perdigones se acercan a la zona de 1100°C el zinc, plomo, cadmio e indio son volatilizados, saliendo del perdigón como vapores metálicos y oxidándose al ponerse en contacto con la atmosfera oxidante; luego salen del horno, pasando por un enfriador y son captados en bolsas filtrantes, bajo la forma de OXIDOS ESFUMADOS. El fierro, cobre y plata, que permanecen en el perdigón bajo la condición reducida, son descargados del horno, enfriados a 130°C para evitar que se re-oxiden y finalmente pasan por un separador magnético, que clasifica los perdigones conocidos como esponja de fierro del carbón que lo acompaña.

En la actualidad, el polvo oxidado es sometido a varias etapas de lixiviación y precipitación, lográndose separar el zinc bajo la forma de sulfato de zinc; el plomo, cadmio e indio como concentrados sólidos, son enviados a sus respectivas plantas para obtener el metal refinado. EL diagrama de flujo de la Planta de tratamiento de Residuos, en la cual se produce el FUME, se presenta en la figura 4.5.

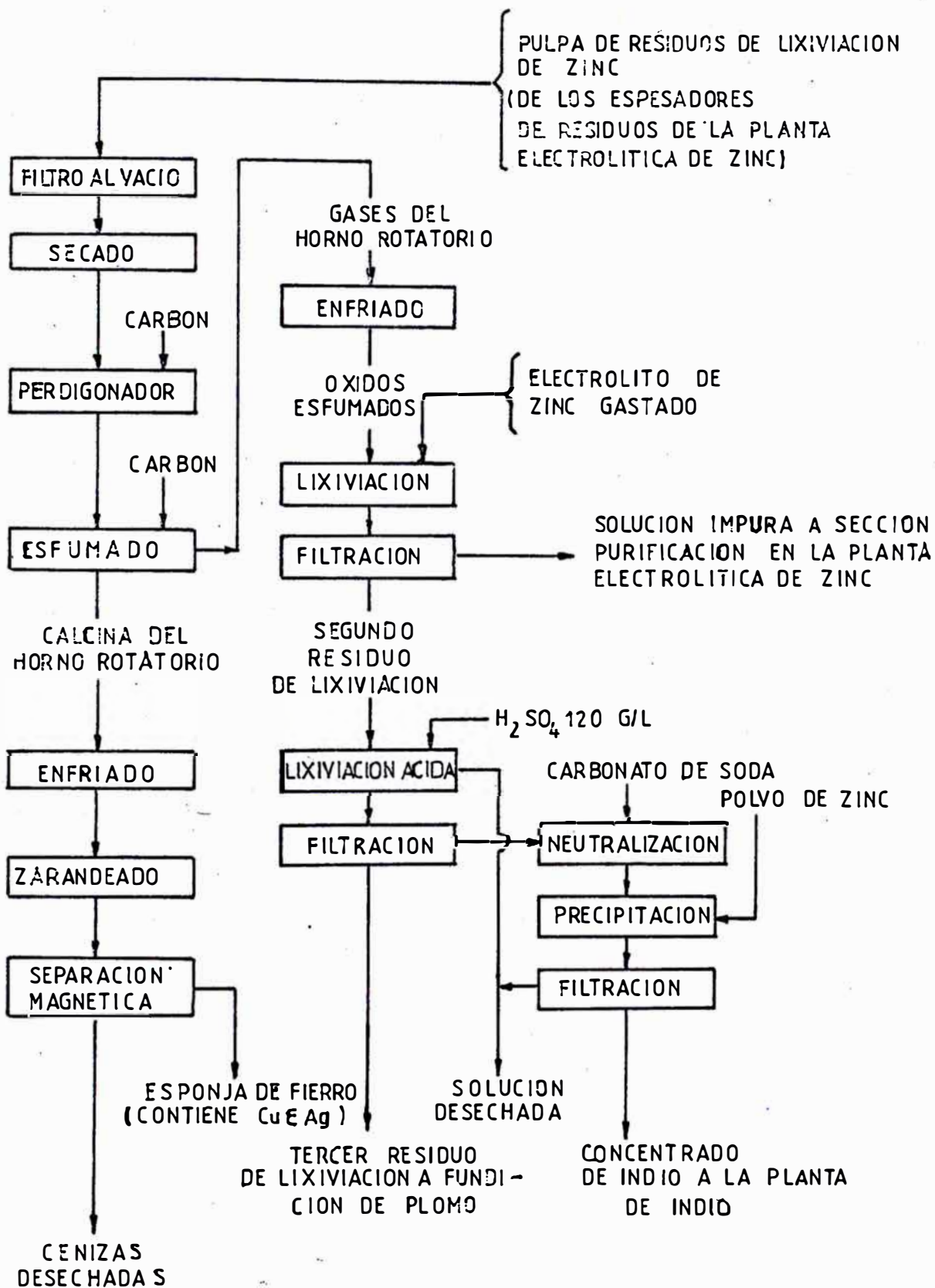


DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE RESIDUOS DE LIXIVIACION EN LA OROYA FIG. 4.5

4.3.2 Características cuantitativas y cualitativas de los óxidos esfumados (FUME)

Las tablas Nos 4.7 y 4.8 de este capítulo, permiten observar el contenido aproximado de los elementos de los óxidos esfumados producidos por el procedimiento descrito. El análisis químico cuantitativo se puede observar en la siguiente tabla.

Tabla No 4.7

Análisis Químico Cuantitativo del FUME, % (* g/t)

Elemento	Cu	Pb	Zn	Fe	Cd	In	Bi	Ag*	S	A/Zn	W/Zn	M/Zn
Ensayes	0.17	9.7	50.6	12.4	0.56	0.19	0.08	175	0.6	45.3	3.8	0.49

Se observa un considerable contenido de zinc como óxido, de lo que se infiere que este podría ser usado en vez del óxido de zinc requerido en la preparación del complejo (La desventaja sería su gran contenido de impurezas, sobre todo de metales pesados, tales como el Pb, Cd, In y otros como el Ca, Ag).

4.3.3 Características del reactivo complejo cianuro de sodio - óxidos esfumados (FUME)

El procedimiento seguido para la preparación del complejo fue descrito cuando se utilizó óxido de zinc, así se ha conservado la proporción en peso de NaCN:ZnO (Fume)::2.1:1

Los resultados del análisis químico cualitativo de la muestra de óxido esfumado, del cake y de la solución del complejo formados, se dan en la siguiente tabla.

Tabla 4.8

Análisis químico cualitativo de los productos de formación del complejo zinc cianuro a partir del óxido esfumado (fume) y cianuro de sodio

	M	m	s	w	v
Muestra de fume	Pb , Zn	As, Cd Fe, In	Al, Bi Cu, Sb	Ag, K Si, Sn	Ba, Ca, Cr, Ga, Ge, Mg, Mn Ni, Te, Tl, V
Cake	Fe, Pb Zn	Al, As Cd, In Si	Bi, Sb	Ca, Cu Ga, Mn	Ag, Ba, Cr, Ge, Mg, Na Ni, Ti, Tl, V
Solución MIX	Na, Zn	Pb	---	B, Cd Cu, Fe	Ag, Al, As, Bi, Ca, CR Ga, In, Mn, Sn, Tl

La desventaja del óxido esfumado sería su gran contenido de As, Cd, In, Al, Fe, Pb que han sido concentrado en los productos insolubles (cake) y que, si pasarán a solución reaccionarían con el cianuro.

La presencia de zinc en el cake se debería a la condición de saturación con zinc que se trata de alcanzar para disminuir el CN^- libre en solución y aumentar así en $\text{Na}_2\text{Zn}(\text{CN})_4$.

Las pruebas de solubilidad, confirmarían este punto ya que el 56.5% del peso de óxido esfumado inicial no es soluble en la solución de cianuro de sodio al 5%, lo que explicaría el gran contenido de zinc en el cake.

El procedimiento seguido en las pruebas de disolución fue el ejecutado cuando se corrieron las pruebas con óxido de zinc.

Las condiciones fueron

- . 100 ml de cianuro de sodio al 5%
- 4.1 g de muestra de óxido esfumado
- . velocidad de agitación constante
- tiempo de agitación variable

Los resultados promedio son presentados en la tabla 4.9 y graficados en la figura 4.6

Como en los casos anteriores, no se justificaría el tiempo de agitación prolongado en la preparación del reactivo.

Tabla 4.9

Velocidad de disolución del óxido esfumado en solución de cianuro al 5%

t	Ensayes Promedios					% Promedio en solución				
	Cu*	Fe*	Ag*	Pb**	Zn	Cu	Fe	Ag	Pb	Zn
5	19.2	6.45	3.2	0.14	5.6	27.8	0.13	45.0	3.6	27.2
10	20.0	6.66	3.32	0.17	5.9	29.0	0.13	46.7	4.3	28.7
20	28.4	8.49	4.79	0.31	8.0	41.1	0.17	67.4	7.9	38.9
40	32.4	10.81	5.25	0.40	11.3	46.9	0.21	73.9	10.2	55.0
60	33.2	11.58	5.31	0.48	13.9	48.1	0.23	74.7	12.2	67.6
120	33.4	13.47	5.45	0.54	14.6	48.4	0.27	76.7	13.7	71.0
180	33.8	12.02	5.41	0.58	15.7	48.9	0.24	76.1	14.7	76.4
240	38.0	13.34	5.96	0.65	19.5	55.0	0.26	83.9	16.5	94.0

* mg/l

** g/l

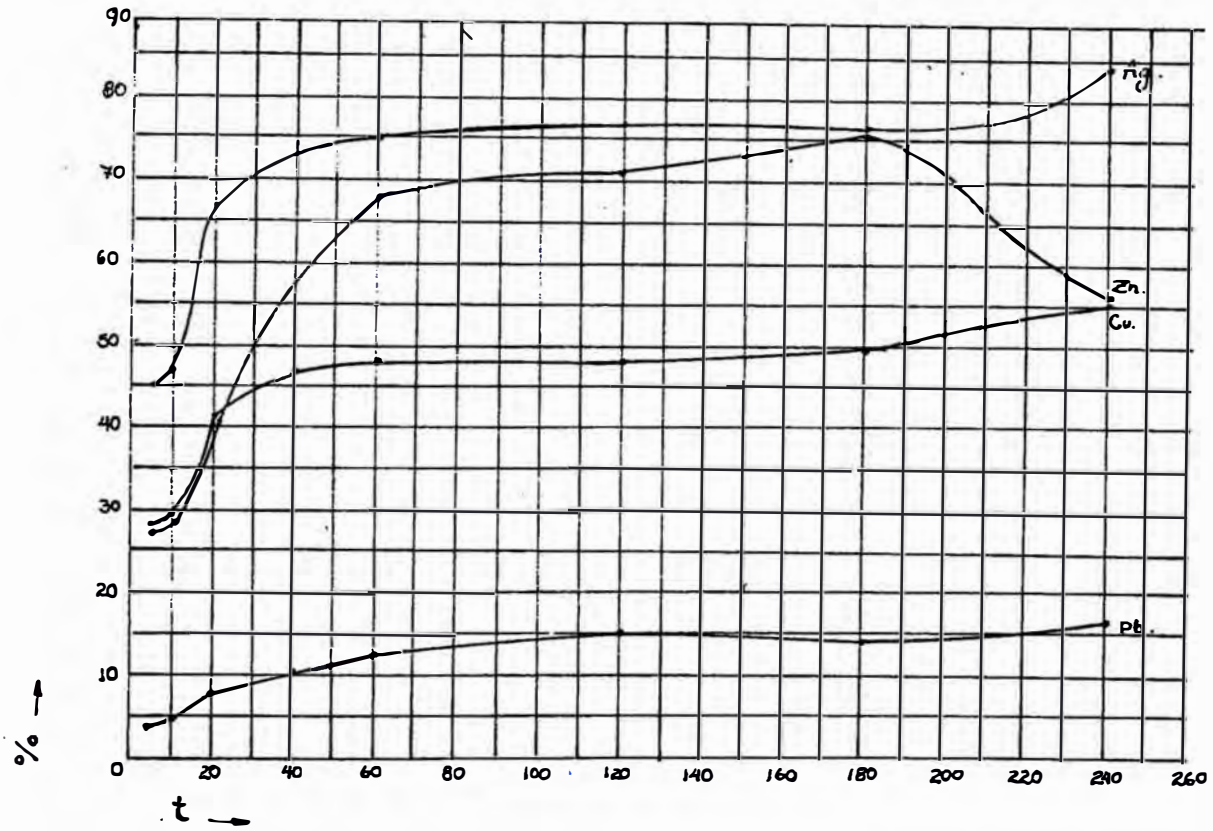


GRAFICO N: 4

CAPITULO 5

TRABAJO EXPERIMENTAL PARA LA SEPARACION COBRE-PLOMO

5.1 Características de la Muestra de Conc. Bulk Cu-Pb

En las tablas siguientes resumimos las características principales de la muestra de concentrado bulk Cobre-Plomo, utilizado en las pruebas de flotación.

TABLA 5.1

Análisis Químico Cualitativo del Conc Bulk Cu-Pb

M: Mayor componente (probable sobre 10%) : As, Fe, Pb, Zn.
m: Menor componente (probable 1%-10%) : Bi, Cu, Sb, Si.
s: Trazas fuertes (probable 0.1%-1%) : Ag.
w: Trazas débiles (probable 0.01%-0.1%) : Cd, In, Mn, Sn, Fe.
v: Trazas muy débiles (menos que 0.01%) : Al, Ca, Co, Cr, Ga,
Ge, Mg, Ni, Tl, W.

TABLA 5.3

Análisis Químico Cuantitativo del Conc Bulk Cu-Pb, % (* g/t)

ELEMENTO	Cu	Pb	Zn	Ag*	Fe	SiO ₂	Ins	As	Sb	Au*
ENSAYE	12,2	15,3	9,2	2190	16,0	2,3	4,1	2,9	1,1	3

Entre los minerales de cobre observados se determinó una gran variedad de especies tales como calcopirita (CuFeS₂), Tetraedrita (3Cu₂S.Sb₂S₃), Tennantita

Tabla 5.2
 Analisis químico cuantitativo del concentrado bulk Cu Pb
 y distribución de elementos por fracciones

Fraccion	Peso %	Leyes (% , * g/t)						Distribucion (%)					
		Cu	Pb	Zn	Ag*	Fe	Ins.	Cu	Pb	Zn	Ag*	Fe	Ins.
+ 100	3.1	14.1	9.4	4.7	1863	21.2	3.4	3.6	1.9	1.7	2.5	4.3	2.4
+ 270	26.4	13.5	11.4	5.7	1939	19.4	3.1	29.2	19.4	16.9	22.3	33.3	18.4
+ 400	20.0	10.8	15.1	9.0	1975	17.0	2.9	17.7	19.5	20.4	17.3	22.1	13.1
- 400	50.5	12.0	18.2	10.7	2626	12.3	5.8	49.5	59.2	60.9	57.9	40.3	66.1
C.C.	100.0	12.2	15.5	8.9	2291	15.4	4.4						

(CuAs_2S) Bornita (Cu_5FeS_4), Enargita ($3\text{Cu}_5\text{As}_2\text{S}_4$)
Covelita (CuS), Calcosita (Cu_2S). El plomo está
contenido principalmente en la galena (PbS).

Las impurezas, tales como el zinc y el fierro, se
encuentran en la esfalerita (ZnS) y pirita (FeS_2),
pirrotita (Fe_9S_8 a Fe_{10}S_9) respectivamente, las que
estarían asociadas a los minerales de cobre y plomo.

5.2 Pruebas Comparativas de Flotación

Un estudio comparativo fue llevado a cabo usando los
diferentes reactivos complejos MIX-A (preparado con óxido de
zinc), MIX-B (preparado con sulfato de zinc), MIX-C
(preparado con FUME).

La variable estudiada fue el efecto del tiempo de
acondicionamiento sobre una muestra de concentrado bulk
de 18160 g de MIX-A, MIX-B y MIX-C, respectivamente,
por tonelada de concentrado bulk en cada
una de las pruebas (14060 g de NaCN por tonelada de
concentrado bulk).

Los resultados son los siguientes:

5.2.1 Pruebas de flotación con MIX-A

La tabla 5.4 muestra los resultados obtenidos en las
pruebas de flotación con este reactivo

TABLA 5.4 : RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE FLOTACION UTILIZANDO EL MIX-A COMO REACTIVO DEPRESOR

TEST No.	TIEMPO ACOND.	RELAVES DE FLOTACION (CONC. DE COBRE)								
		% W	E N S A Y E S %				DISTRIBUCION %			
			Cu	Pb	Zn	Fe	Cu	Pb	Zn	Fe
V-1	5 min	52.0	15.1	0.74	18.9	18.8	52.1	4.6	60.1	60.6
V-2	10 min	48.5	14.3	0.63	18.4	19.3	46.0	3.6	55.4	59.0
V-3	15 min	57.7	15.6	0.72	17.9	18.3	59.8	5.0	64.6	66.3
v-4	25 min	53.3	15.6	0.56	17.8	18.0	54.9	3.6	58.9	62.3
v-5	45 min	53.5	16.0	0.38	17.8	18.3	56.7	2.4	58.8	61.0

El concentrado rougher de plomo fue obtenido luego de nueve minutos de flotación. De este grupo de pruebas podemos inferir que el tiempo de acondicionamiento, aparentemente no produce un efecto definido sobre la eficiencia de separación cobre-plomo.

Los resultados son graficados en la figura 5.1.

5.2.2 Pruebas de Flotación con MIX-B

En la tabla 5.5 se puede apreciar los resultados de las pruebas de flotación, usando este reactivo

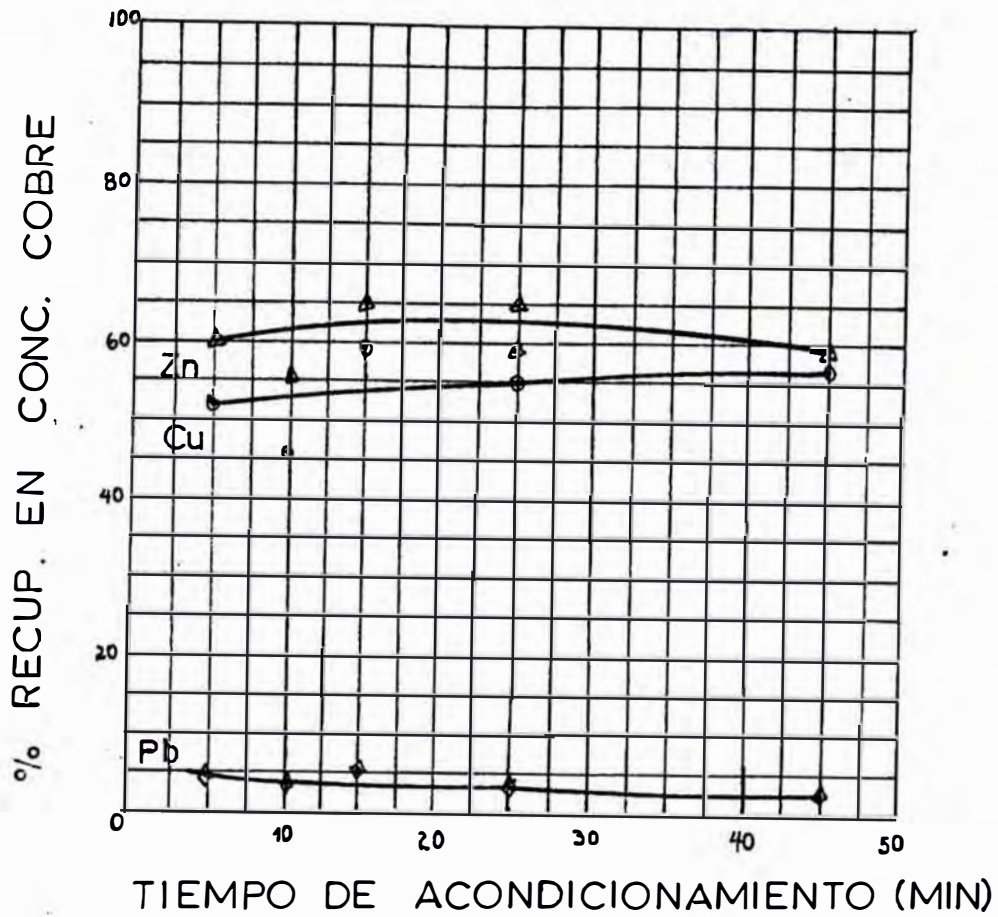


FIG. 5.1 EFECTO DEL TIEMPO DE ACONDICIONAMIENTO SOBRE LA DEPRESION DE LOS MINERALES Zn Cu y Pb CUANDO EL MIX-A ES UTILIZADO COMO DEPRESOR.

Tabla 5.5

Resultados de las pruebas de flotación utilizando el MIX-B como reactivo depresor

TEST No.	TIEMPO ACOND.	RELAVES DE FLOTACION (CONC. DE COBRE)								
		% W	E N S A Y E S %				DISTRIBUCION %			
			Cu	Pb	Zn	Fe	Cu	Pb	Zn	Fe
V-13	5 min	53.0	14.1	2.2	18.0	17.1	51.3	13.3	60.1	59.0
V-14	10 min	53.5	13.3	2.1	18.5	17.5	50.0	12.9	62.9	60.4
V-15	15 min	65.4	14.8	1.6	17.5	17.8	67.3	12.1	73.1	72.2
v-16	20 min	62.9	14.8	0.8	18.4	17.6	64.3	6.0	72.1	71.1
v-17	25 min	45.1	11.1	1.6	18.2	20.1	35.0	8.2	51.6	59.3
v-18	35 min	43.1	6.6	0.8	20.0	24.6	20.1	3.8	55.7	69.6
v-19	45 min	46.1	6.8	1.0	20.4	24.8	21.7	5.3	59.1	71.4

Los resultados son graficados en la figura 5.2

El concentrado rougher fue obtenido después de nueve minutos de flotación. Sin embargo estos resultados confirman que la depresión de minerales de cobre secundarios y de esfalerita mediante el $\text{Na}_2\text{Zn}(\text{CN})_4$, requiere de un tiempo de acondicionamiento. La reactivación de minerales de cobre tiende a producirse con tiempos de acondicionamientos prolongados.

5.2.3 Pruebas de flotación con MIX-C

En la tabla 5.6, se puede apreciar los resultados de las pruebas de flotación usando este reactivo

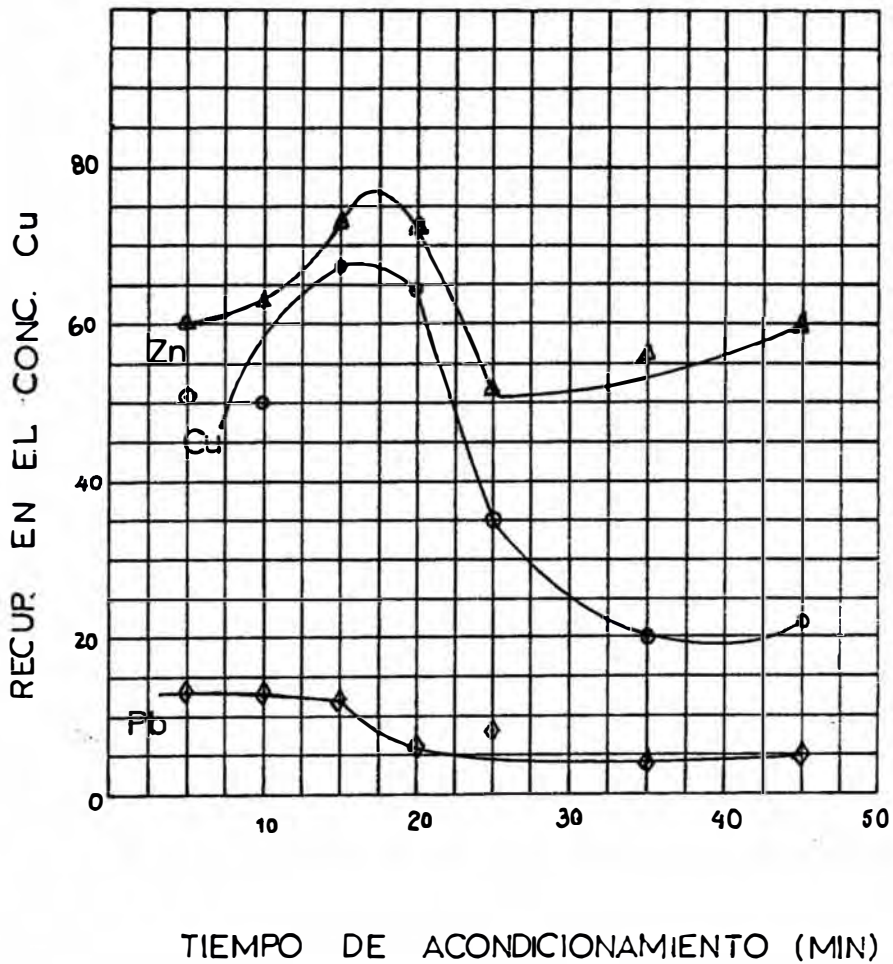


FIG. 5.2 EFECTO DEL TIEMPO DE ACONDICIONAMIENTO SOBRE LA DEPRESION DE MINERALES DE Zn Cu y Pb CUANDO EL MIX-B ES UTILIZADO COMO DEPRESOR

Tabla 5.6

Resultados de las pruebas de flotación utilizando el MIX-C como reactivo depresor

TEST No.	TIEMPO ACOND.	REL AVESDE FLOTACION (CONC. DE COB RE)								
		% W	E N S A Y E S %				DISTRIB UCION %			
			Cu	Pb	Zn	Fe	Cu	Pb	Zn	Fe
V-6	5 min	39.3	8.32	0.82	19.8	23.6	21.5	3.4	49.3	61.7
V-7	10 min	41.8	8.16	0.95	19.4	24.0	22.4	4.6	52.0	70.0
V-8	15 min	42.8	8.14	0.92	19.2	23.7	23.0	4.6	51.7	70.5
v-9	25 min	49.3	9.60	1.09	19.1	23.2	31.7	6.2	59.3	74.1
v-10	45 min	46.2	11.8	0.56	18.3	21.8	35.8	3.0	53.9	69.2

Como se ve, se obtiene una separación cobre-plomo muy pobre cuando se utiliza este complejo. lo que se debería a la presencia de iones de metales pesados (Pb) en la solución.

Con respecto a este problema, se llevaron a cabo pruebas de purificación usando polvo de zinc, para precipitar estos iones. Estas pruebas que fueron de carácter exploratorio, dieron la necesidad aproximada de polvo de zinc si se decidiera utilizar este complejo.

El análisis cualitativo de este polvo de zinc es:

- M: Mayor componente Zn(98%)
- W: Trazas débiles Cu, Pb
- V: Trazas muy débiles Ag, Cd

La mayor impureza en la solución compleja MIX-C es el ión plomo, por lo tanto este ión fue analizado en las pruebas de purificación. Los resultados y la cantidad de polvo de zinc añadido son:

Tabla 5.7

Resultado de pruebas de purificación del MIX-C con polvo de zinc

Tiempo de purificación	Cant. polvo Zn añadida: g polvo/Kg de FUME Lix	
	Prueba No 1: 212 g/Kg Solución purificada Pb (g/l)	Prueba No 2: 424 g/Kg Solución purificada Pb (g/l)
30 min	0.12	0.07
60 min	0.06	0.02
90 min	0.02	0.01
120 min	0.01	<0.01
240 min	0.01	<0.01
270 min	0.01	<0.01
300 min	0.01	<0.01
420 min	0.01	<0.01

Estos resultados demuestran que la adición de 424 g de polvo de zinc por kilogramo de FUME lixiviado, produjo la precipitación casi total de los iones de Pb contenidos en el MIX-C, luego de 2 horas de agitación. La composición química final de los productos del test de purificación fueron los siguientes:

Tabla 5.6

Resultados químicos de test de purificación

Elemento	Cu	Ag*	Cd	Bi	Pb	Zn
Fase líquida (g/l)	<0.01	<0.01	<0.01	0.01	<0.01	35.7
Fase sólida %, *g/t	0.10	146	0.16	0.15	19	59.3

Asimismo, se realizó una prueba de flotación con este reactivo purificado solo con el ánimo de explorar los resultados, los cuales se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 5.9

Separación Cobre-Plomo utilizando MIX-C purificado

PRODUCTO	Tiempo de Flotación	%W	Ensayes %				Distribución %			
			Cu	Pb	Zn	Fe	Cu	Pb	Zn	Fe
Conc Pb I	1 min	27.7	15.3	37.8	6.7	8.8	33.9	68.9	20.9	16.4
Conc Pb II	2 min	9.5	13.4	21.3	9.3	11.8	10.2	13.5	9.9	7.5
Conc Pb III	3 min	5.0	13.2	15.9	9.8	12.8	5.3	5.3	5.5	4.3
Conc Pb IV	3 min	3.0	14.2	12.5	9.2	13.4	3.4	2.5	3.1	2.7
Conc Pb tot	9 min	45.2	14.6	29.9	7.8	9.5	52.8	90.2	39.4	28.9
Conc Cu		54.8	10.8	2.7	9.8	18.8	47.2	9.8	60.6	69.1
Cabeza calculada		100.0	12.5	15.0	8.9	14.9				

Se observa cierta mejoría con respecto al MIX-C, lo que confirmaría la necesidad de una etapa adicional de purificación para eliminar la mayor cantidad de iones de metales pesados, si se decide usar estos productos en la preparación del reactivo complejo

5.3 Análisis Estadístico de los Resultados de Separación de Cobre-Plomo utilizando los Reactivos Complejos Mix-A, MIX-B, MIX-C

En la tabla 5.10, se puede observar las medias aritméticas (punto de equilibrio) y las varianzas (medida de dispersión respecto a \bar{x}) de los contenidos metálicos de cada uno de los elementos, en las pruebas de flotación

Tabla 5.10

Medias Aritméticas y Varianzas calculadas con los contenidos metálicos en cada una de las pruebas realizadas

Elemento	MIX-A		MIX-B		MIX-C	
	\bar{X}_A	T_A^2	\bar{X}_B	T_B^2	\bar{X}_C	T_C^2
Cobre	813.27	78.77	636.61	277.24	406.98	97.04
Plomo	32.15	8.30	76.58	34.23	38.18	10.40
Zinc	961.81	51.39	981.27	129.17	839.58	61.97
Fierro	981.60	45.03	1031.97	113.27	929.39	115.64

$$\bar{X} = \frac{\sum \% \text{ Peso} \times \% \text{ Ensaye}}{n}$$

$$T^2 = \frac{\sum (X_i - \bar{X})^2}{n}$$

No es suficiente determinar el mejor grupo solo por la media más alta; también hay que tener presente las medidas de dispersión de las muestras con respecto a esta. Por lo tanto, se puede inferir que el grupo que presenta mayor media aritmética y menor dispersión con respecto al elemento cobre (ya que se tratan de concentrados de cobre), es el primero, ó sea, aquel en el cual se utilizó el complejo MIX-A en las pruebas de flotación.

5.4 Pruebas de Cinética de Flotación

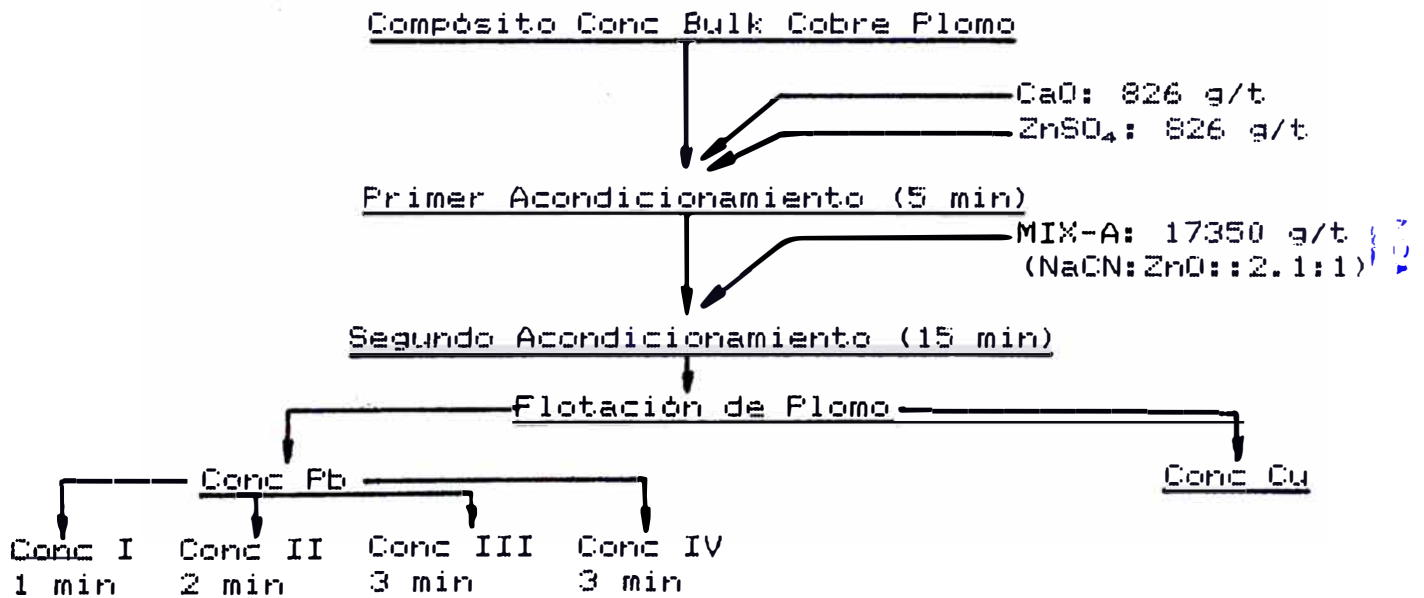
Luego de una serie de pruebas de laboratorio, en la que se probó diferentes condiciones de flotación, se estableció como el procedimiento más adecuado, el que se indica en el esquema 5.1, donde se aprecia la secuencia seguida en

la obtención de varios concentrados rougher de plomo, en varios periodos de flotación, lo que permitió obtener la curva cinética del proceso. Los resultados experimentales se muestran en la tabla 5.11 y la figura 5.3.

Se debe tener en cuenta que estas pruebas se realizaron con muestras nuevas, debido al agotamiento de las anteriores.

Esquema 5.1

Procedimiento Experimental para la Separación Cobre-Plomo por Flotación



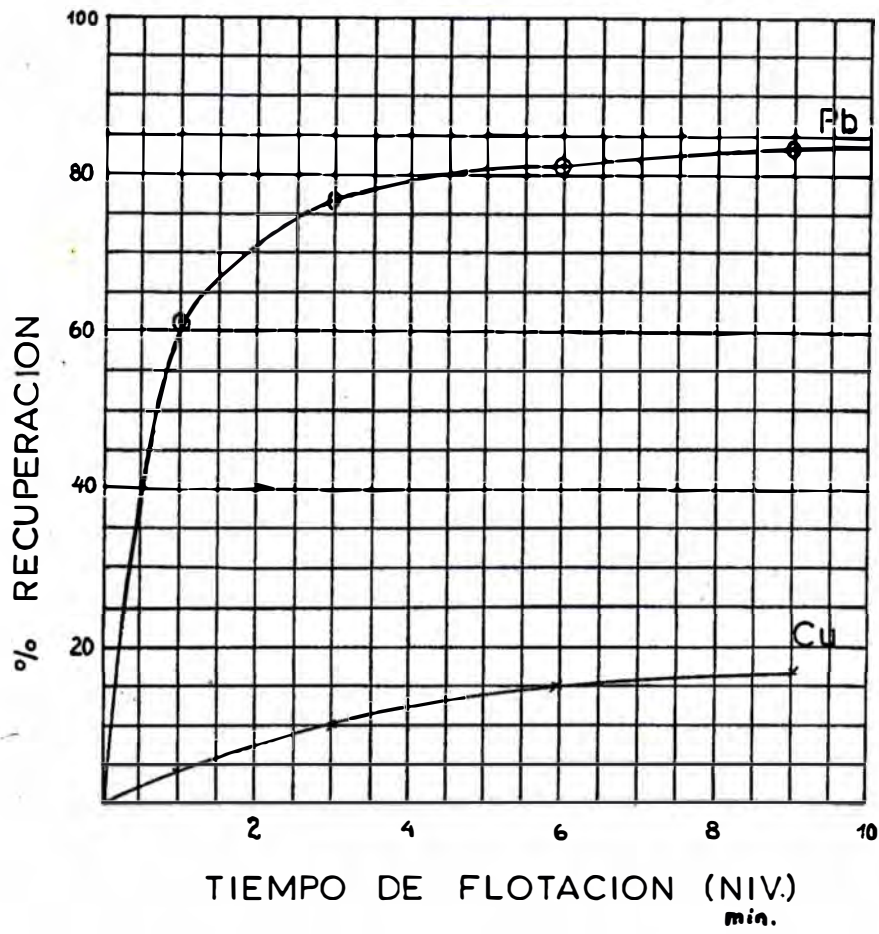


FIG. 5.3 CINETICA DE FLOTACION DE PLOMO Y COBRE

Tabla 5.11

Resultado de la prueba realizada con el procedimiento experimental indicado en el esquema de flotación 5.1

Producto	Tiempo de Flotación	% Peso	Ensayes %		Distribución	
			Cu	Pb	Cu	Pb
Conc Pb I	1 min	18.5	3.0	62.1	4.0	61.8
Conc Pb II	2 min	6.3	13.0	43.7	6.0	14.8
Conc Pb (I + II)	3 min	24.8	5.5	57.4	10.0	76.6
Conc Pb III	3 min	3.0	21.0	29.1	4.6	4.7
Conc Pb (I+II+II)	6 min	27.8	7.2	54.4	14.6	81.3
Conc Pb IV	3 min	1.2	22.8	27.9	2.0	1.8
Conc Pb	9 min	29.0	7.7	53.4	16.6	83.2
Conc Cu (relave)		71.0	16.1	4.4	83.4	16.8
Cab. calculada			13.7	18.6		

5.5 Pruebas de Sedimentación (para la determinación de Area de Espesadores)

El método de Coe-Clavenger usado aquí, requiere realizar pruebas de sedimentación discontinua, por medio de los cuales se determina las velocidades de sedimentación R, a diferentes concentraciones comprendidas entre la concentración de alimentación y de la descarga (30% y 60% de sólidos, respectivamente).

Estas pruebas se realizaron en probetas de 1 lt, conteniendo pulpas a una concentración inicial definida, que al sedimentar permiten medir la variación de la altura de la interfase entre la solución clara y la pulpa que sedimenta respecto al tiempo, lo que a su vez sirve para calcular la velocidad de sedimentación.

Se utilizó un litro de pulpa, con una altura de 35.8, densidad de sólidos secos 4.1 g/ml, y al área transversal de la probeta fue de 25.5 cm².

Los resultados de las pruebas de sedimentación se indican en la figura 5.4 y la tabla 5.12. Los valores de R, fueron detenidos de la sección recta de las curvas de velocidad de sedimentación graficadas en la figura 5.5.

Los valores de C (concentración, lb/pie³), G (flujo de sólidos, lb/pie²xh) y de Au (Area unitaria, pie²/tcxdía), son calculadas mediante las siguientes relaciones:

$$C = \frac{62.428 \text{ lb de sólido}}{D \text{ pie}^3 \text{ de líquido}} \quad (5.1)$$

$$G = \frac{62.428 \times R}{D - Du} \quad (5.2)$$

$$Au = 1.335 \frac{(D - Du)}{R} \quad (5.3)$$

La figura 5.6 muestra la relación entre el flujo de sólidos, G y la concentración de sólidos, C. De este gráfico se infiere que a un valor mínimo de G, le corresponde una concentración de 34 lb/pie², luego el área unitaria quedará definida por:

$$Au = \frac{1}{G} = \frac{1}{25.5} \frac{\text{pie}^2 \times \text{hora}}{\text{lb}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{2000 \text{ lb}}{1 \text{ TC}} = 3.268 \frac{\text{pie}^2}{\text{TCxdía}}$$

valor bastante cercano al que se observa en la tabla 5.12.

$$Du = 0.667, Au = 3.229 \text{ y } G = 25.810$$

Tabla 5.12

Resultados de Pruebas de Sedimentacion de laboratorio en el concentrado Bulk Cu-Pb

% Sol	D Dil Inic	C lb/pie ³	R (fig 5.5)		C x R Flujo de Sedimen. lb/pie ² xH	Si Du=1 (50% Sol)			Si Du=0.818 (55% Sol)		
			cm/min	pie/hora		Au pie ² /TCxD	G lb/pie ² xH	G-CxR	Au	G	G-CxR
25	3.000	20.809	0.500	0.984	20.497	2.713	30.715	10.218	2.960	28.153	7.656
30	2.333	26.759	0.375	0.738	19.748	2.411	34.563	14.815	2.741	30.410	10.662
35	1.857	33.618	0.250	0.492	16.540	2.325	35.840	19.300	2.819	29.562	13.022
40	4.500	41.618	0.200	0.394	16.397	1.694	49.193	32.796	2.311	36.065	19.668
45	1.222	51.087	0.150	0.295	15.071	1.005	82.956	67.885	1.828	45.585	30.514
50	1.000	62.428	0.100	0.197	12.298	----	----	-12.298	1.233	67.573	55.275
55	0.000	76.318	0.075	0.148	11.295	-1.642	-50.766	-62.061	---	---	-11.295

continúa ...

Si Du=0.667 (60% Sol)			Si Du=0.538 (65% Sol)			Si Du=0.429 (70% Sol)		
Au	G	G-CxR	Au	G	G-CxR	Au	G	G-CxR
3.165	26.330	5.860	3.337	24.976	4.479	3.487	23.917	3.420
3.014	27.654	7.902	3.247	25.667	5.919	3.444	24.197	4.449
3.229	25.810	9.270	3.579	23.286	6.746	3.875	21.509	4.969
2.822	29.529	13.131	3.260	25.568	9.171	3.629	22.966	6.569
2.512	33.182	18.111	3.095	26.924	11.853	3.589	23.224	8.153
2.257	36.932	24.634	3.131	26.620	14.322	3.869	21.538	9.240
1.362	61.188	49.893	2.526	32.998	21.703	3.509	23.752	12.457

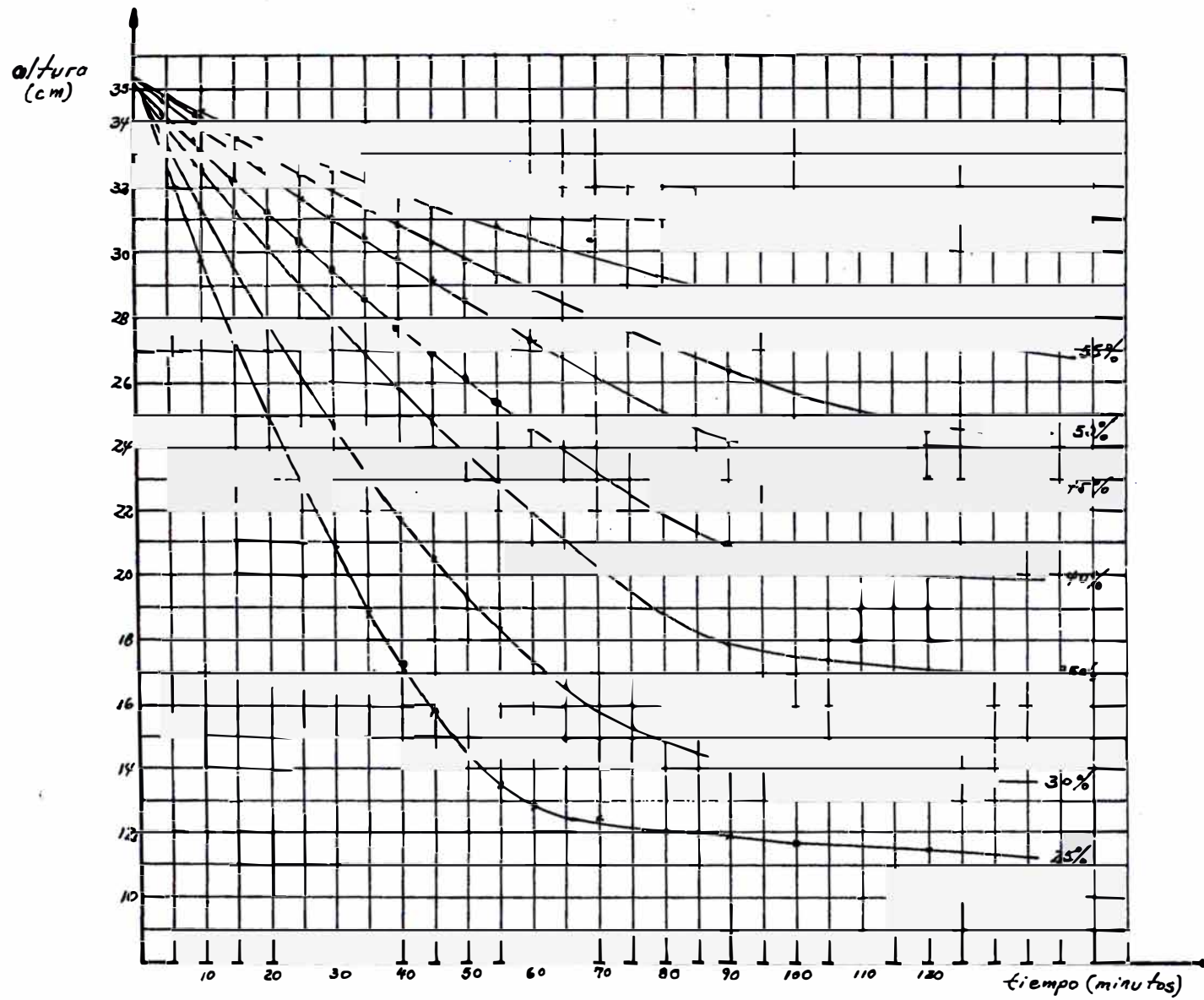


FIG. 5.4 CURVA DE SEDI-MENTACION

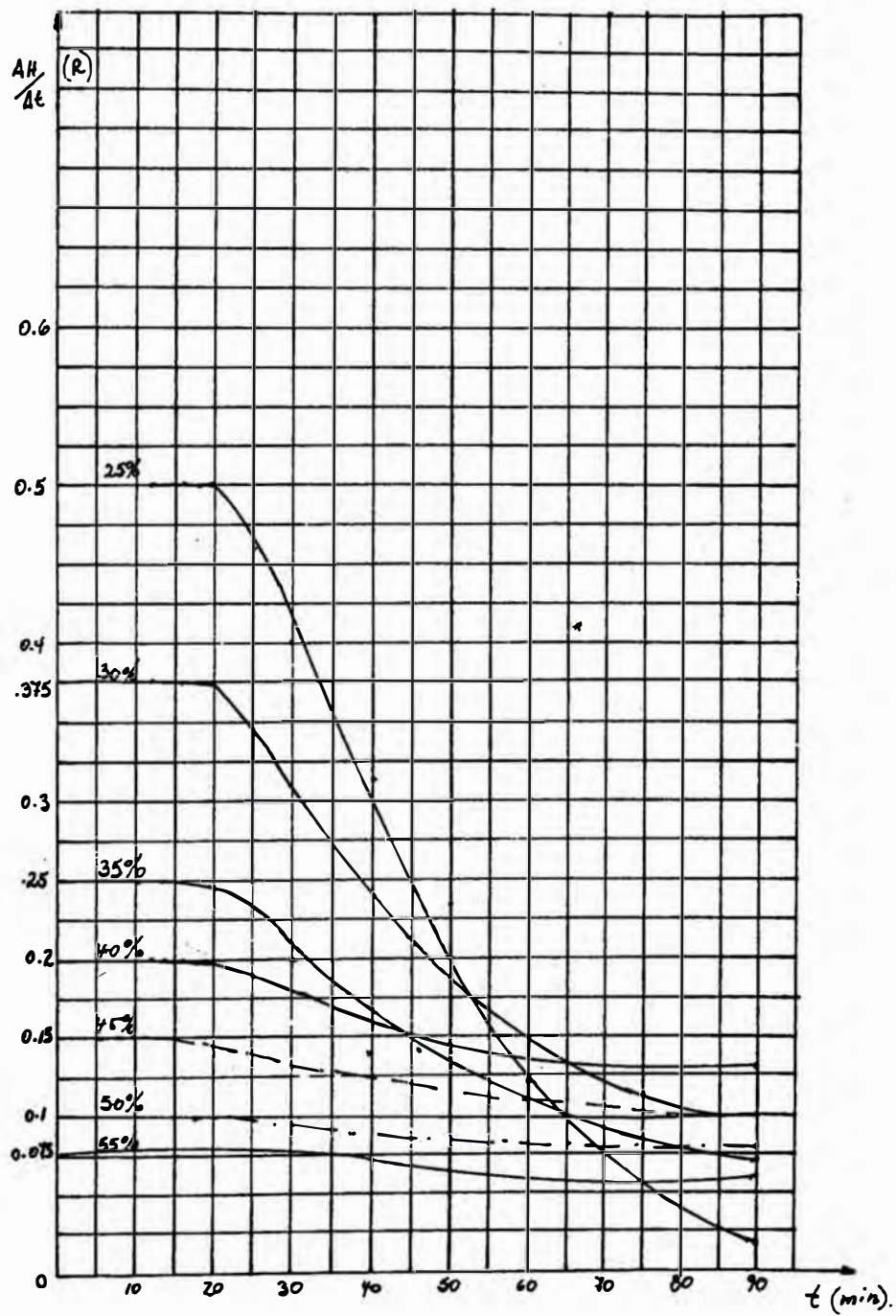


FIG. 5.5 CURVA DE VELOCIDAD DE SEDI MENTACION.

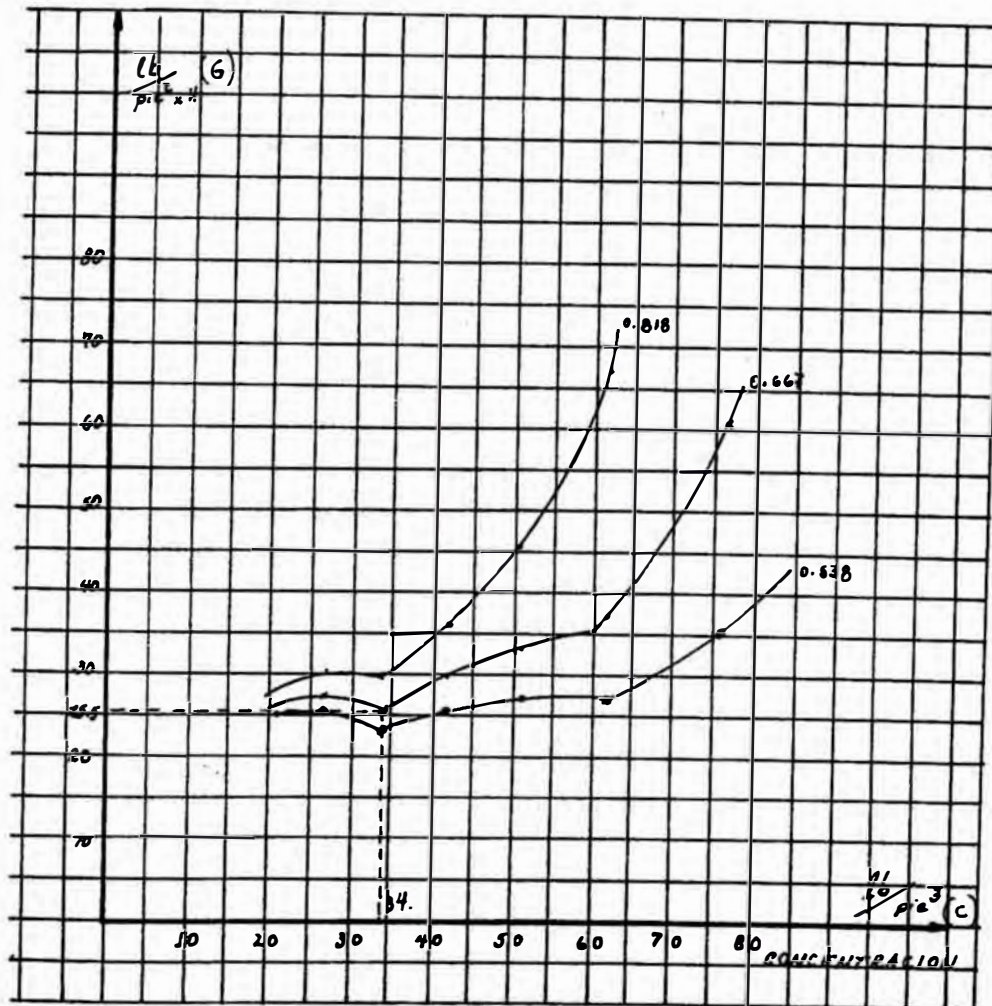


FIG. 5.6 CURVA DE FLUJO DE SOLIDOS A DIFERENTES CONCENTRACIONES

CAPITULO 6

ASPECTOS DE ESCALAMIENTO A PLANTA INDUSTRIAL

6.1 Reserva de Materia

En el siguiente cuadro se muestra en forma general, la cantidad de material del que disponemos y la vida media de cada uno de los yacimientos a fines del año 1989.

6.2 Capacidad de Planta de Separación Cobre - Plomo

Si bien es cierto que las pruebas de separación Cu-Pb se llevaron a cabo con un concentrado bulk muy particular, y se demostró que el reactivo complejo preparado con oxido de zinc (MIX-A) continúa dando mejores resultados que los otros reactivos con los cuales se le comparó, estamos seguros que también se obtendrán resultados positivos si tratamos el compuesto de los concentrados bulk producidos en una planta que este ubicada, sino en La Oroya, en algún lugar cercano a la fundición.

La tabla 6.2 proporciona la producción anual de concentrados bulk en cada una de las concentradoras mencionadas, el compuesto de las cuales se trataría a un ritmo de 300 TMSD, para la obtención de concentrados de cobre y de plomo individuales.

6.3 Diagrama de Flujo de Materiales

En base al trabajo experimental realizado, se plantea un diagrama de tratamiento de los concentrados bulk que se

Tabla 6.1
Cuadro de reservas de minerales

Campamento	Reserva TMS	Potencial TMS	Vida promedio (años)		Capacidad Planta	Leyes (% , * g/t)			Ag*
			Cu	Pb		Zn			
Morococha	3,079,360	1,600,000	5.8	9.0	1450	1.1	1.3	3.4	207
Yauricocha	2,540,880	1,800,000	5.2	8.7	1360	0.8	2.8	4.8	121
Marh Tunnel	2,190,230	1,500,000	13.5	22.8	450	0.6	0.7	4.5	135
Casapalca	10,039,000	9,600,000	10.7	21.0	2600	0.3	1.6	2.7	185
Total	17,849,470	14,500,000	8.5	15.3	5860				

Tabla 6.2 ;
 Contribucion individual de los concentrados bulk obtenidos en cada una de las
 plantas concentradoras durante el ano 1989

Campamento	TMS	Peso %	Leyes (% , * g/t)				Distribucion (%)			
			Cu	Pb	Zn	Ag*	Cu	Pb	Zn	Ag*
Morococha	20,554	28.3	10.3	18.6	7.2	3376	38.9	14.8	24.9	24.7
Yauricocha	22,986	31.6	4.1	41.5	8.2	1653	17.3	36.8	31.7	13.5
Marh Tunnel	5,221	7.2	12.7	12	10.1	3062	12.2	2.4	8.9	5.7
Casapalca	23,910	32.9	7.2	49.8	8.6	6602	31.6	46	34.5	56.1
Total	72,671	100.0	7.5	35.6	8.2	3870				

muestra en la figura 6.1. El balance de materiales para el diagrama propuesto, se indica en la figura 6.2.

Este diagrama planteado y el balance de materiales propuesto, sirvieron como base para el dimensionamiento de los equipos involucrados, lo que se detalla a continuación.

6.3.1 Diseño de tolvas de almacenamiento

De acuerdo al diagrama bosquejado y con el objeto de tratar de uniformizar el "blending" de alimentación se esta considerando cuatro (4) tolvas de 100 TM de capacidad cada una, para almacenar el concentrado bulk de la concentradora respectiva.

Capacidad de la planta: 300 TMD = 12.5 TPH

Capacidad de la tolva: 100 TMD

Densidad aparente = Densidad real (fino) ; 4.1 g/cc
(256 lb/pie³)

Angulo de reposo del material: 45°

Volumen útil: 80%

Secciones: circular

Angulo de diseño = Angulo de reposo + 15° = 60°

$$* \text{ Volumen útil} = 0.8 V^T = 100 \text{ TM} \times \frac{2200 \text{ lb}}{\text{TM}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{256 \text{ lb}} = 859.4 \text{ pie}^3 \quad (24.4 \text{ m}^3)$$

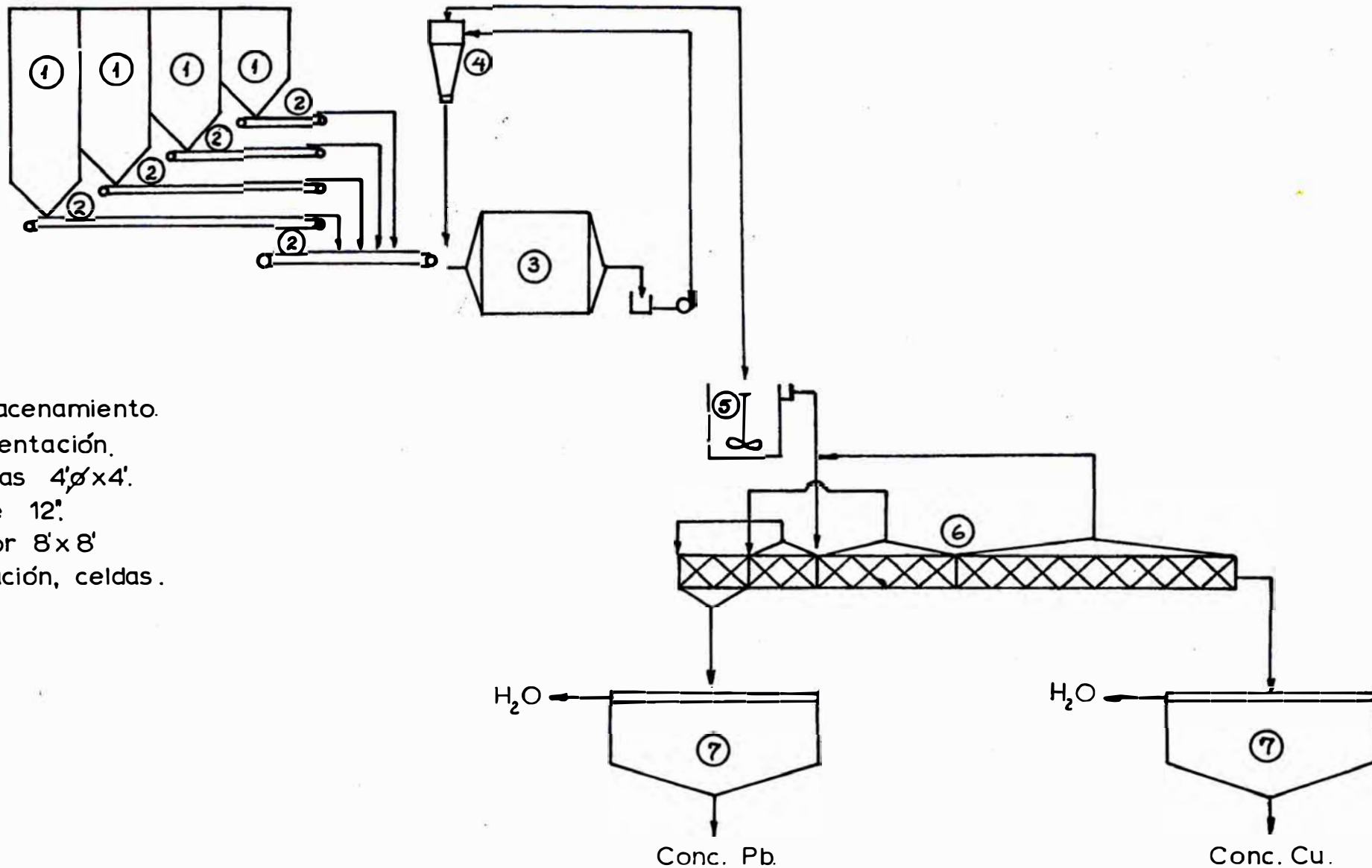
$$V^T = 859.4 / 0.8 = 1074.25 \text{ pie}^3 \quad (30.4 \text{ m}^3)$$

Si W volumen inútil
V^T volumen total

$$\frac{W}{V^T} = 0.2$$

$$W = 214.85 \text{ pie}^3 \quad (6.1 \text{ m}^3)$$

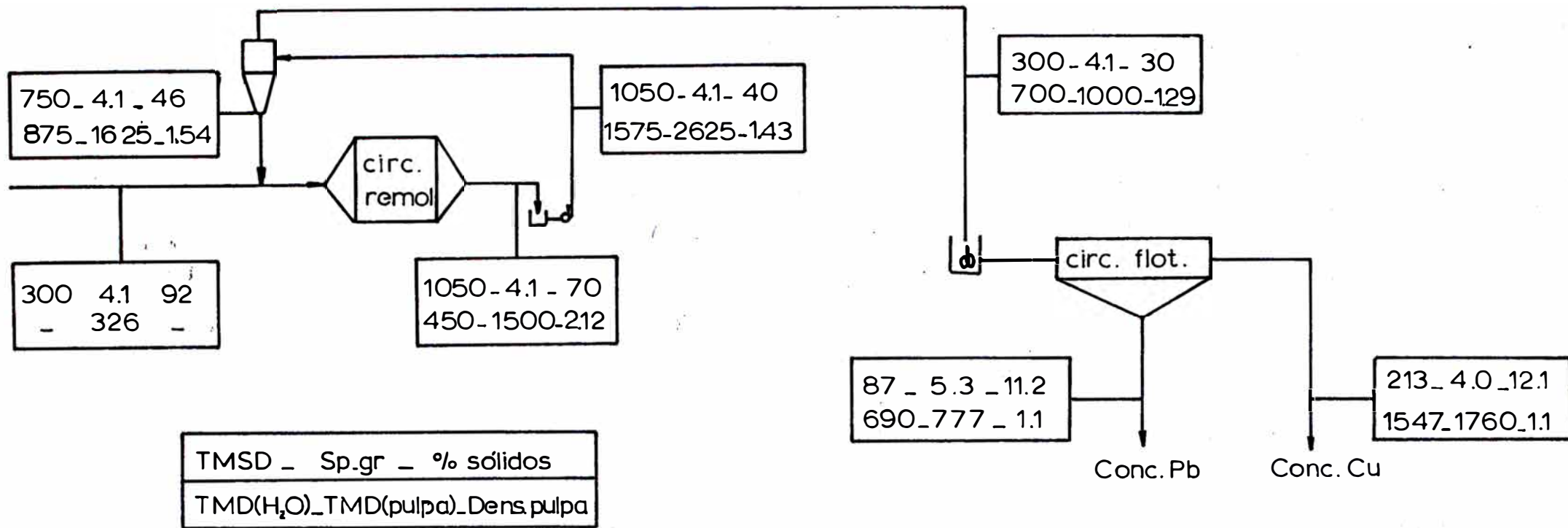
$$V^T = \pi \times \left(\frac{d}{2} \right)^2 \times H$$



LEYENDA

- 1 Tolvas de almacenamiento.
- 2 Fajas de alimentación.
- 3 Molino de bolas 4'Øx4'.
- 4 Hidrociclón de 12".
- 5 Acondicionador 8'x8'
- 6 Circuito flotación, celdas.
- 7 Espesadores.

FIG. 6.1 DIAGRAMA DE FLUJO DEL CIRCUITO DE SEPARACION Cu-Pb PROPUESTO A PARTIR DE LAS PRUEBAS DE FLOTACION BATCH.



BALANCE METALURGICO

PRODUCTO	% PESO	LEYES % , * %t				DISTRIBUCION ,%			
		Cu	Pb	Zn	Ag	Cu	Pb	Zn	Aq
alimento conc. Bulk	100	13.7	18.6	9.10	2849	100.0	100.0	100.0	100.0
conc. Plomo	29	7.7	53.4	7.6	2380	16.3	83.7	24.2	24.2
conc. Cobre	71	16.1	4.4	9.7	3040	83.7	16.3	75.8	75.8

Fig. 6.2

BALANCE DE MATERIALES CIRCUITO DE SEPARACION

COBRE _ PLOMO PROPUESTO

2

$$\pi x \frac{d^2}{4} \times H = 1074.25 \text{ pie}^3 \text{ (30.4 m}^3\text{)}$$

$$d^2 \times H = 1367.8 \text{ pie}^2 \text{ (38.8 m}^2\text{)} \dots (1)$$

$$W = \pi x \left(\frac{d}{2}\right)^2 \times h - \frac{1}{3} \pi x \left(\frac{d}{2}\right)^2 h$$

$$= \frac{\pi d^2 h}{4} (1 - 1/3)$$

$$W = \pi d^2 h / 6 = 214.87 \text{ pie}^3 \text{ (6.1 m}^3\text{)}$$

$$d^2 h = 410.3 \text{ pie}^2 \text{ (11.6 m}^2\text{)} \dots (2)$$

$$-\text{tg}B = \text{tg } 60^\circ = h / (d/2)$$

$$\frac{2h}{d} = 1.73$$

$$h = 0.87 d \dots (3)$$

Combinando 1, 2 y 3 se obtiene:

$$H = 22.6 \text{ pies (6.9 m)}$$

$$d = 7.8 \text{ pies (2.5 m)}$$

Con las dimensiones obtenidas, el costo de las tolvas de almacenamiento seria:

$$\text{Costo} = a(x)^b \text{ dólares}$$

donde x: capacidad en pies cúbicos

$$a: 267.4$$

$$b: 0.4628$$

$$\text{Costo} = \$ 7251.2 = 7,250 \text{ c/u}$$

$$\text{Costo total} = \$ 29,000$$

6.3.2 Dimensionamiento de fajas

Fajas Alimentadoras Horizontales (4)

Densidad aparente: 256 lb/pie³ (4.1 g/ml)
 Capacidad requerida: 13.7 TCH (12.5 TMH <> 300 TMD)
 Velocidad: 100 pie/minuto (Tablas)
 Ancho de faja: 18 pulgadas
 Longitud: 10 pies (3 m) (Distancia entre centro de poleas)
 Pendiente: 0°

$$HP_{\text{Horizontal}} = \text{Factor C} \times L_a + \text{TCH (requerida)} \quad \dots (1)$$

- Factor C

Carga máxima: 84 TCH (76.4 TMH; 256 lb/pie³ y 18" ancho faja:

Tablas

Carga requerida: 13.7 TCH (12.5 TMH : Dato)

% Cargado: 16.31%

% Cargado $\times \rho$: 16.31% \times 256/100 = 41.8 (A Tablas)

Con este valor (41.8) y el ancho de la faja, vamos al gráfico que se tiene en el Engineering and Mining Journal, Mayo de 1957, pp 77 y se obtiene el factor C = 0.0001225

$$L_a = 0.821 L + 139.45$$

$$L_a = 0.821 \times 10 \times \cos 0^\circ + 139.45$$

$$L_a = 147.6$$

$$\text{TCH (requerida)} = 13.7$$

$$\begin{aligned} HP(\text{HORIZONTAL}) &= 0.0001225 \times 147.6 \times 13.7 \\ &= 0.25 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$HP_{\text{instalado}} = \frac{HP_{\text{horizontal}} \times 0.25}{\% \text{ Eff de Impulso } 0.9} = 0.28$$

Ya que se está considerando un reductor que origina una pérdida del 10%. Por lo tanto necesitaremos cuatro (4) motores de 0.5 HP para este circuito de fajas.

* FAJA ALIMENTADORA PRINCIPAL (HORIZONTAL)

Densidad Aparente : 256 lb/pie³

Capacidad Requerida : 13.7 TCH (12.5 TMH <> 300 TMD)

Velocidad : 100 pie/circuito
 Ancho de faja : 18"
 Longitud : 46 ft (14 m)

Prácticamente tiene los mismos datos que las fajas alimentadoras, excepto la longitud entre centros de poleas. Por lo tanto, si $L_a = 177.2$ el $HP_{Horizontal}$ calculado será

$$HP_{Horizontal} = 0.0001225 \times 177.2 \times 13.7 = 0.30$$

$$HP_{Instalado} = \frac{HP_{Horizontal}}{0.9} = 0.33$$

Será necesario un motor más de 0.5 HP para esta faja.

Se considera motoredutores (5) de 1.2 HP, cada uno de los cuales tiene un valor de \$ 2542 c/u.

Por otra parte, en lo que se refiere a estructuras de la faja en sí, se ha estimado un valor de \$ 3780/metro lineal. Por lo tanto, cada faja alimentadora costará \$ 11340 y la faja principal, \$ 52,920.00.

El costo total de las fajas será $11340 \times 4 + 52920 = \$ 98,280.00$.

6.3.3 Diseño de Circuito de Remolienda

Tonelaje de Alimentación : 13.75 TCH (12.5 TMH)

Gravedad Específica del Mineral : 4.1 g/ml

% Sólidos en Molienda : 70

% Sólidos Alimento Hidrociclón : 40

% Sólidos Alimento Flotación : 30

F_{80} (Alimento Circuito Molienda): 65 μ m

P_{80} (Alimento Flotación) : 80 % - 40 μ m y 100 % -
 110 μ m (150 m)
 Carga Circulante, % : 250
 Índice de Bond : 12.3

$$R = \frac{F_{80}}{P_{80}} = 1.625$$

$$W = 12.3 \sqrt{\frac{100}{40}} \times \frac{(\sqrt{1.625} - 1)}{\sqrt{1.625}} = 4.19 \frac{\text{Kw-h}}{\text{TC}}$$

$$\text{HP}_{\text{Teórico}} = 4.19 \frac{\text{KWH}}{\text{TC}} \times 13.55 \frac{\text{TC}}{\text{H}} \times \frac{1 \text{ HP}}{0.745 \text{ Kw}} = 77.4 \text{ HP}$$

Corrección de la potencia requerida debido a condiciones que no son consideradas en el circuito estandar de Bond:

- $K_1 = 1$: molienda en húmedo (o no se aplica)
- $K_2 = 1$: circuito cerrado
- $K_3 = ?$: se usará posteriormente, ya que aún no se selecciona el molino.
- $K_4 =$: no se aplica en remolienda.
- $K_5 = 1.1$ (80 % pasante 40 micras)
- $K_6 =$: no se aplica en remolienda
- $K_7 = 1.473$ ($R = F_{80} // P_{80} = 1.625 < 6$)
- $K_8 =$: no se aplica en remolienda

$$\text{HP} = 77.4 \times 1.1 \times 1.473 = 125.5$$

En la tabla No. 29, sección 5 del "Handbook of Mineral Dressing" de Taggart, se obtiene que es necesario un molino de bolas 6' x 6'

El costo de este molino, se obtiene de la siguiente manera.

$$\text{COSTO} = a (x)^b \text{ (L/D) dolares.}$$

x -> diametro molino (6')

$$a = 3875.3$$

$$b = 2.111$$

$$\text{COSTO MOLINO} = 3875.3 \times (6)^{2.111} \times (6/6) = \$ 170,210$$

$$\text{MOTOR} = \$ 2600 = \$ 2,600$$

$$\text{CONTROLES} = \$ 2000 = \$ 2,000$$

$$\text{TOTAL COSTO} = \$ 174,810$$

Para dimensionar el hidrociclón del circuito, asumiremos los siguientes parámetros:

p (presión) = 7 psi (valor habitual en circuito cerrado de molienda)

ds = 40 um (80% - 40 um)

q = 1.25 (Iván Quiroz, Ingeniería Metalúrgica, Tabla 6.4)

$$= \frac{1}{\rho} \times 100 = \frac{24.39}{1 + 0.45 \times \frac{1}{\rho}} = \frac{24.39}{1.062} = 22.97$$

$$- d_{50} = q \times ds = \frac{5.2 D_c^{0.55}}{(0.53 - 0/100)^{1.43} \times p^{0.38} \times (q-1)^{0.54}}$$

Dc = 12.25" (primer resultado.

Otro requerimiento, es que el alimento a flotación (rebose de hidrociclón) sea 100% - 110 um (150 m) (98.8% - 110 um en la práctica) donde ds = 110 um y q = 0.54 entonces :

$$0.54 \times 110 = \frac{5.2 D_c^{0.55}}{(0.53 - 0.2297)^{1.43} \times (7)^{0.38} \times (3.1)^{0.54}}$$

$$D_c = 15.9" \text{ (segundo resultado)}$$

- El caudal alimentado, es otra de las consideraciones que se deben tener presente:

$$Q = \left[\frac{47.95t/h}{4.1 \text{ gr/cc}} + \frac{43.75}{0.4} (1-0.4) \frac{t}{h} \times \frac{1}{\text{gr/cc}} \right] \times 0.534 \frac{\text{pie}^3 \times \text{min}}{\frac{t}{h} \times \frac{\text{cc}}{\text{gr}}}$$

$$Q = 40.74 \text{ pie}^3/\text{minuto} = 298.1 \text{ GPM}$$

$$Q = 0.7 \times \sqrt{P} \times D_c^3$$

$$2.98 = 0.7 \times \sqrt{7} \times D_c^3$$

$$D_c = 12.7" \text{ (tercer resultado)}$$

$$D = 12" \quad Q = 266.7 \text{ GPM}$$

$$D = 13" \quad Q = 312.9 \text{ GPM}$$

$$D = 14" \quad Q = 362.9 \text{ GPM}$$

$$D = 15" \quad Q = 416.7 \text{ GPM}$$

$$D = 16" \quad Q = 474.1 \text{ GPM}$$

El diámetro de 14" sería el elegido para ser utilizado en este circuito cuyo costo se estimará como sigue:

$$\text{Costo} = a (x)^b$$

donde x es el diámetro del ciclón en pulgadas

$$a = 72.256$$

$$b = 1.430$$

$$\text{entonces Costo} = 72.256 (14)^{1.430}$$

$$\text{Costo} = \$ 3.150$$

6.3.4 Diseño de Acondicionador

Tiempo de acondicionamiento: 15 minutos

% sólidos: 30

Densidad aparente = 4.1 gr/cc (256 lb/pie³)

Capacidad : 300 TMPD = 12.5 TPH

% sólidos: 33 %

sp-gr: 4.1

tiempo de retención: 9'

N : número de celdas necesarias

Vo: volumen total de una celda

h: factor que según la celda se encuentra entre 0.5 a 0.75

t: tiempo necesario para obtener en planta la misma recuperación de laboratorio ($t = f \times t_{lab}$)

f = 1.5: celda agitair

$$*Q = \frac{\text{Volumen sólidos}}{\text{tiempo}} + \frac{\text{Volumen agua}}{\text{tiempo}}$$

$$Q = \left[12.5 \frac{t}{h} \times \frac{1}{4.1 \text{ g/ml}} + \frac{12.5 t}{0.33 h} (1-0.33) \frac{1}{\text{g/ml}} \right] \times \frac{0.534 \text{ pie}^3/\text{min}}{\frac{t}{h} \times \frac{\text{ml}}{\text{g}}}$$

$$Q = 15.2 \text{ pie}^3/\text{minuto} \quad \dots (a)$$

$$* t = f \times t_{lab} = 1.5 \times 6 = 9 \text{ minutos} \quad \dots (b)$$

Referido a la curva cinética, obtenida a partir de las pruebas de cinética de flotación detallada en el capítulo 5.4.

* Debido a las facilidades de existencia de equipos en los campamentos, se determinó utilizar celdas Agitair No 36, es decir aquellas cuyo volumen $V_o = 22.5 \text{ pie}^3 \times \text{celda}$.

* El factor "h" será 0.5 ya que es necesario descontar el volumen ocupado por el agitador, estabilizador, aire, capa de espumas y accesorios.

Entonces:

$$N = \frac{15.2 \text{ pie}^3/\text{minuto} \times 9 \text{ minuto}}{\text{celdas (13 celdas)}} = 12.2$$

En lugar de considerar un banco de 12 celdas, se considera más adecuado 2 bancos de 4, 8 celdas respectivamente. El tiempo de retención en cada celda será el siguiente:

$$\lambda = \frac{22.5 \text{ pie}^3/\text{celda} \times 0.5}{15.2 \text{ pie}^3/\text{minuto}} = 0.74 \text{ minuto/celda}$$

El costo de estos circuitos de flotación se estimarán de la siguiente manera:

$$\text{Costo} = a(X)^b \text{ dblaes}$$

donde

X : capacidad de la celda en pie cúbico (22.5)

a : 1955.3

b : 0.3079

Costo (1 celda) = \$ 5099.8 (\$ 5,100)

Las doce celdas costaran:	\$ 61,200
Launders \$ 100 x pie :	3,360
Paddle 9% Costo de celda	5,508
Total	70,068
	(\$ 70,100)

6.3.6 Cálculo de las dimensiones de los espesadores para los concentrados producidos.

Se diseñará espesadores que encuentren el porcentaje de sólidos de una pulpa desde 30% hasta 60% en la descarga, mediante el método de COE-CLEVENGER. Los datos de los cuales se dispone son el tonelaje a tratar en cada uno de ellos (Concentrado cobre: 213

TMD y concentrado plomo: 87 TMD) y los resultados de las pruebas de sedimentación que se presentan en el capítulo 5, en la sección de pruebas de sedimentación, en la que se ha llegado a calcular hasta el área unitaria (Au) en $\text{pie}^2/\text{TC} \times \text{día}$.

Luego:

Área total = Área Unitaria \times tonelaje

Entonces:

Para el concentrado de cobre necesitamos un espesador 31' (el cual se asume será de 30' por ser más comunes en el mercado) y para el concentrado de plomo, otro de 20' de diámetro

El costo total de estos dos espesadores será de \$ 114602.

Se resume a continuación el requerimiento, de equipo principal y sus costos, necesario para instalar esta planta:

Tabla 6.3

Relación de equipo

EQUIPO	CANTIDAD	DESCRIPCION	HP	COSTO \$
ALMACENAMIENTO				
1 Tolva	4	2.5 m × 7m	--	29,000
REMOLIENDA				
2 Alimentador de faja	4	3m × 18"	1.2	45,360
3 Faja principal	1	14m × 18'	1.2	52,920
4 Molino	1	6' × 6'	77.4	175,000
5 Hidrociclón	1	14"	--	3,150
FLOTACION				
6 TK Acondicionador	1	6' × 6'	9.0	9,200
7 Celdas flotación	12	Agitair No 36 (22.5 pie ³)	4.8	70,100
8 Espesadores	1	220'0 30'		114,600
OTROS EQUIPOS				
9 Tanque reactivo	2			10,000
10 Equipos menores				10,000
T O T A L				519,300

CAPITULO 7

ASPECTOS ECONOMICOS (COSTOS ACTUALES)

7.1 Costo de los Reactivos

Del conjunto de reactivos necesarios en el proceso de separación de flotación mediante este procedimiento, Centromin Perú produce tres de ellos, los cuales tienen los siguientes costos:

REACTIVO	COSTO \$/Kg
Oxido de zinc (ZnO_{\downarrow})	2.0
Sulfato de zinc ($ZnSO_4$)	1.35
Fume (Oxido esfumado)	0.0

Por otra parte, el Cianuro de Sodio y la cal, son comprados en el mercado nacional y sus costos son:

REACTIVO	COSTO \$/Kg
Cianuro de Sodio (NaCN)	6.00
Oxido de cal (CaO)	0.09

7.2 Costo de Operación por el uso de Reactivos

La tabla No.7.1 resume el costo de operación por el uso de reactivos, en cada uno de los casos de complejos utilizados. El costo en la etapa de acondicionamiento sería el mismo en todos los casos:

TABLA No 7.1

Consumo (Kg/TM) y costo de tratamiento (\$/TM) aproximados en el circuito de separación cobre - plomo.

REACTIVO	CONSUMO Kg/TM	PRECIO PROMEDIO \$/Kg	COSTO TRATAMIENTO \$/TM	OBSERVACION
ZnSO ₄	0.826	1.35	1.12	Acondicion.
CaO	0.826	0.09	0.07	Acondicion.
NaCN	17.350	6.00	104.10	MIX-A
ZnO	8.260	2.00	16.50	
Costo tratamiento total (uso de MIX-A)			120.60	
NaCN	17.350	6.00	104.10	MIX-B
ZnSO ₄	16.380	1.35	22.10	
Costo tratamiento total (uso de MIX-B)			126.20	
NaCN	17.350	6.00	104.10	MIX-C
FUME	33.870	0.00	0.00	
Costo tratamiento total (uso de MIX-C)			104.10	

7.3 Valorización de Concentrados de Cobre y de Plomo (Presupuesto de Ingresos)

Los resultados químicos promedio obtenidos en las pruebas de flotación de laboratorio, que se dan en la tabla 7.3 y las que se utilizaron en la valorización de cada uno de los concentrados, de la siguiente manera:

7.3.1 Contribución económica del concentrado bulk Cu-Pb, sin la etapa de separación (Base 1 TM de concentrado)

Valorizaciones

$$\text{Cobre: (Ley Cu-1)} \times \frac{1}{10} \times \frac{1000\text{Kg}}{1\text{TM}} \times 2.2049 \frac{\text{lb}}{\text{Kg}} \times 1.4471 \frac{\$}{\text{lb}}$$

$$= (13.71) \times 22.049 \times 1.4471 = 405 \frac{\$}{\text{TM}}$$

Plomo: Debido a su baja ley de plomo, este concentrado se esta considerando como si fuera de cobre. En el concentrado de cobre, el contenido de plomo no se paga, todo lo contrario se castiga

$$\begin{aligned} \text{Plata: Ley Ag} \times 0.90 \times \frac{1 \text{ oz}}{34.2868 \text{ g}} \times 6.175 \frac{\$}{\text{oz}} &= \\ \frac{2.849 \times 0.9 \times 6.175}{34.2868} &= 461.8 \text{ \$/TM} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Oro : Ley Au} \times 0.90 \times \frac{1 \text{ oz}}{34.2868 \text{ g}} \times 421.7 \frac{\$}{\text{oz}} &= \\ \frac{3.6 \times 0.9 \times 421.7}{34.2868} &= 39.90 \text{ \$/TM} \end{aligned}$$

Valor bruto del concentrado bulk Cu-Pb 906.90 \$/TM

Deducciones

Maquila

$$\text{(costos de tratamiento en fundición)} = \frac{160 \text{ \$/TM}}{0.9078} = 176.3 \text{ \$/TM}$$

- Gastos Logistica:
 - (Ley Cu-0.8) \$0.65 = (13.7-0.8)×\$0.65 = 8.4
- Gastos Exportación:
 - (Ley Pb-2.8)×\$2.4 = (18.6-2.8) × \$2.4 = 37.9
- Penalidades
 - . Azufre 0.0
 - . Plomo: (Ley Pb-2) × \$ 5 = (18.6-2) × \$ 5 = 83.0
 - . Humedad: (% Humedad-8) × \$2 = (10 - 8) × \$ 2 = 4.0
 - . Arsenico: (Ley As-1) × \$ 5 = (2.11-1)×\$5 = 5.5
 - . Antimonio:(Ley Sb-0.15)×\$5 = (0.98-0.15)×\$5 = 4.1

. Bismuto: (Ley Bi-0.10)×\$5 = (0.37-0.1)×\$5 = 1.4
 . Zinc: (ley Zn-5)×\$2.5 = (9.10-5)×\$2.5 = 10.3

TOTAL DE DEDUCCIONES 330.9 \$/TM
 VALOR NETO DEL CONCENTRADO BULK Cu-Pb 576 \$/TM

* Valor del mineral = Valor neto conc bulk Cu-Pb = 576 \$/Tm

7.3.2 Contribución económica del concentrado bulk cobre plomo con etapa de separación

7.3.2.1 Cálculo del valor neto del concentrado de cobre

Valorizaciones

- Cobre: (Ley Cu-1.0) × $\frac{1}{100} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ TM}} \times 2.2049 \frac{\text{lb}}{\text{Kg}} \times 1.4471 \frac{\$}{\text{lb}} =$
 $(16.1-1) \times 2.2049 \times 1.4471 = 481.8 \text{ $/TM}$

- Plata: Ley Ag × 0.9 × $\frac{1 \text{ oz}}{34.2868} \times 6.175 \frac{\$}{\text{oz}} =$
 $\frac{3040 \times 0.9 \times 6.1750}{34.2868} = 492.7 \text{ $/TM}$

- Oro: Ley Au × 0.9 × $\frac{1 \text{ oz}}{34.2868} \times 421.7 \frac{\$}{\text{oz}} =$
 $\frac{4.2 \times 0.9 \times 421.7}{34.2868} = 46.5 \text{ $/TM}$

Valor bruto del concentrado de Cobre 1,021 \$/TM

Deducciones

- Maquila 160 \$/TM
 (costos de tratamiento en fundición) = $\frac{160}{0.9078} = 176.3 \text{ $/TM}$

- Gastos Logística: (Ley Cu-0.8) × \$0.65 = (16.1-0.8)×\$0.65 = 9.9
 - Gastos Exportación: (Ley Pb-2.8) × \$2.4 = (4.4-2.8) × \$2.4 = 3.8

- Penalidades	
. Plomo: (Ley Pb-2) × \$ 5 = (4.4-2) × \$5 =	12.0
. Humedad: (% Humedad-8) × \$2 = (10 - 8) × \$ 2 =	4.0
. Arsenico: (Ley As-1) × \$ 5 = (2.6-1)×\$5 =	8.0
. Antimonio: (Ley Sb-0.15)×\$5 = (0.63-0.15)×\$5 =	2.4
. Bismuto: (Ley Bi-0.10)×\$5 = (0.40-0.1)×\$5 =	1.5
. Zinc: (Ley Zn-5)×\$2.5 = (9.7-5)×\$2.5 =	11.8

TOTAL DE DEDUCCIONES	229.7 \$/TM
VALOR NETO DEL CONCENTRADO DE COBRE	791.3 \$/TM

7.3.2.2 Cálculo del valor neto del concentrado de plomo

Valorizaciones

$$\begin{aligned}
 & \text{- Cobre: (Ley Cu-1.15) } \times \frac{1}{100} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ TM}} \times 2.2049 \frac{\text{lb}}{\text{Kg}} \times 1.4471 \frac{\$}{\text{lb}} = \\
 & (7.7-1.15) \times 22.049 \times 1.4471 \text{ $/TM} = 209.0 \text{ $/TM}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \text{- Plomo: (Ley Pb-2.04) } \times \frac{1}{100} \times \frac{1000 \text{ Kg}}{1 \text{ TM}} \times 2.2049 \frac{\text{lb}}{\text{Kg}} \times 0.2976 \frac{\$}{\text{lb}} = \\
 & (53.4-2.04) \times 22.049 \times 0.2976 \text{ $/TM} = 337.0 \text{ $/TM}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \text{- Plata: } \left[\left(\frac{\text{Ley Ag} \times 0.9}{34.2868\text{g}} \right) - 1.5 \right] \times 6.1750 \frac{\$}{\text{oz}} = \\
 & \left[\left(\frac{2380}{34.2868} \right) - 1.5 \right] \times 6.175 = 419.4 \text{ $/TM}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & \text{- Oro: } \left[\left(\frac{\text{Ley Au}}{34.2868\text{g}} \right) - 0.03 \right] \times 421.7 \frac{\$}{\text{oz}} = \\
 & \left[\left(\frac{2}{34.2868} \right) - 0.93 \right] \times 421.7 = 11.9 \text{ $/TM}
 \end{aligned}$$

Valor bruto del concentrado de Plomo 977.3 \$/TM

Deducciones

- Maquila

$$\text{(costos de tratamiento en fundición)} = \frac{148.33 \$}{0.9078} = 163.4 \$/\text{TM}$$

- Penalidades

- . Humedad: $(\% \text{ Humedad}-8) \times \$2 = (10 - 8) \times \$2 = 4.0$
- . Arsenico: $(\text{Ley As}-0.6) \times \$1.5 = (0.9-0.6) \times \$1.5 = 0.45$
- . Antimonio: $(\text{Ley Sb}-0.6) \times \$1.5 = (1.85-0.6) \times \$1.5 = 1.87$
- . Bismuto: $(\text{Ley Bi}-0.4) \times \$2.0 = (0.3-0.4) \times \$2.0 = -0.2$
- . Zinc: $(\text{Ley Zn}-7.5) \times \$2.5 = (7.6-7.5) \times \$2.5 = 0.25$

TOTAL DE DEDUCCIONES	169.77 \$/TM
VALOR NETO DEL CONCENTRADO DE PLOMO	807.53 \$/TM

$$\text{Valor mineral} = \frac{(\text{Valor neto Conc. Cu} \times \%W + \text{Valor neto conc Pb} \times \%W)}{100}$$

$$\text{Valor del mineral} = 796.1$$

Se ha tomado en consideración lo siguiente:

1o En todo concentrado de cobre, se permiten los siguientes 54 máximos de impurezas

- Pb 2
- Humedad 8
- As 1
- Sb 0.15
- Bi 0.10
- Zn 5

2o En todo concentrado de plomo, se permiten los siguientes porcentajes máximos de impurezas

- Humedad 8
- As 0.6
- Sb 0.6
- Bi 0.4
- Zn 7.5

3o En los concentrados de cobre se paga el 90% del contenido de oro y plata

4o En los concentrados de plomo, el aporte del oro y plata se calcula mediante la sustracción de una

cantidad estimada de oro y plata que se va a perder en el proceso de fundición

5o En el aporte del cobre y plomo en cada uno de los concentrados, se considera cantidades estimadas de perdida en los procesos de fundición

La tabla 7.2 sintetiza la información dada en los cálculos de los valores netos de cada uno de los concentrados.

Se ve que la contribución económica individual es apreciable, cuando se hace la comparación de los valores netos de cada uno de los concentrados. Por otra parte, la comparación entre los valores de los minerales nos indican que se obtienen mayores ingresos cuando se comercializan como concentrados individuales que como concentrados bulk.

7.4 ESTRUCTURA DE INVERSION

La inversión asciende a \$ 691,948 y se divide en tres partes:

a)	Inversión fija	
	Terreno	0.0 (de la empresa)
	Equipos	439,332 US\$
	Ingeniería y Construcción	219,700 US\$
	Imprevistos (5 %)	32,950 US\$
	TOTAL	-----> 691,982 US\$

b) Capital de trabajo

Se considera como capital de trabajo un 10 % de la inversión incluyendo imprevistos (US\$ 69,200). Esto equivale aproximadamente a dos meses de costo operativo.

Tabla 7.2

Valorización de los concentrados producidos en la prueba de flotación de laboratorio

PRODUCTOS	W %	ENSAYES % (*g/t)											
		Cu	Pb	Zn	Ag*	Au*	Bi	Sb	As	Fe	S	Ins	H2O
Conc Bulk Cu-Pb	100	13.70	18.60	9.10	2849	3.60	0.37	0.98	2.11	16.30	29.00	2.40	10
Conc Cobre	71	16.10	4.40	9.70	3040	4.20	0.40	0.63	2.60	19.19	32.25	2.20	10
Conc Plomo	29	7.70	53.40	7.60	2380	2.00	0.30	1.85	0.90	9.20	21.03	2.90	10
COTIZACIONES		COBRE (\$/lb)	PLOMO (\$/lb)	PLATA (\$/lb)	ORO (\$/lb)	ZINC (\$/lb)							
		1.4471	0.2976	6.175	421.7	0.8158							
* VALORIZACIONES (\$/TM)		CONC COBRE		CONC PLOMO		CONC BULK							
Cobre		481.8		209.0		405.2							
Plomo		0.0		337.0		0.0							
Plata		492.7		419.4		461.8							
Oro		46.5		11.9		39.9							
TOTAL		1021.0		977.3		906.9							
* DEDUCCIONES (\$/TM)		CONC COBRE		CONC PLOMO		CONC BULK							
Maquila		176.3		163.4		176.2							
Gastos logística		9.9		0.0		8.4							
Gastos exportación		3.8		0.0		37.9							
Penalizaciones													
Azufre		0.0		0.0		0.0							
Plomo		12.0		0.0		83.0							
Humedad		4.0		4.0		4.0							
Arsenico		8.0		0.5		5.5							
Antimonio		2.4		1.9		4.1							
Bismuto		1.5		-0.2		1.4							
Zinc		11.8		0.3		10.3							
TOTAL		229.7		169.8		330.9							
Valor Neto Concentrado (Valor Cif)		791.3		807.5		576.0							
Valor del mineral		796.1				576.0							

7.5 Gastos de Operación (Costo Operativo)

Los gastos de operación se muestran en la tabla 7.3; se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

- a) El costo de mantenimiento se estima en un 10% de la depreciación
- b) La mano de obra directa ha sido detallada para cada sección
- c) Los insumos directos dependen del tonelaje tratado en cada sección, del consumo unitario y del precio unitario
- e) No hay deposición de relaves. Ambos productos son valiosos.
- f) No se consideran gastos administrativos ya que se asume que la administración será asumido por la empresa.
- g) Se ha considerado 5% de imprevistos

7.6 Evaluación Económica

1.- Consideraciones

Para realizar la evaluación económica se han considerado los siguientes supuestos:

- a) Tiempo de operación: 330 días/año
- b) Tiempo de vida del proyecto: 8 años

Tabla 7.3

Gastos operativos

	Numero	\$/mes	\$/ano
- Supervision y mano de obra indirecta:			
Jefe de planta	1	900	10,800
Metalurgista	1	600	7,200
Jefe de turno	3	350	12,600
Mecanico	1	250	3,000
Ayudante de mecanico	1	200	2,400
Electricista	1	250	3,000
Secretaria	1	250	3,000
SUB TOTAL (\$/ANO)	9		42,000
- Materiales Indirectos			
Herramientas y accesorios de mantenimiento		500	6,000
Utiles de oficina		50	600
Materiales varios		100	1,200
Implemento de seguridad (C/H)	(6 meses)	50	2,200
Analisis quimicos y metalurgicos	(ano)	12,000	12,000
SUB TOTAL			22,000
- Gastos Indirectos			
Comunicaciones			1,200
Mantenimiento			6,920
Depreciacion			69,200
SUB TOTAL			77,320
- Mano de obra directa			
Remolienda: Molineros (1xturno)	3	200	7,200
Flotacion: Flotador (1xturno)	3	200	7,200
Reactivista	1	200	2,400
Manipuleo de materiales	6	200	14,400
SUB TOTAL	13		31,200
- Insumos directos			
	Consumo	Costo unitario	
	Kg/TM	\$/kg	
Bolas de molino y acero	1,200	3.00	356,400
Cal	0,826	0.09	7,360
Cianuro	17,350	6.00	10,305,900
Oxido de zinc	8,260	2.00	1,635,480
SUB TOTAL			12,305,140
TOTAL			12,477,660
IMPREVISTOS (5 %)			623,883
TONELAJE ANUAL			95,000
TONELAJE DIARIO			300
COSTO UNITARIO (US\$/TM)			132

c) Depreciación lineal. De acuerdo a las leyes peruanas se considera 10 años para depreciar los equipos, intangibles y edificaciones que estén directamente involucradas en el proceso productivo. Por lo tanto para este caso se depreciará toda la inversión fija en 10 años.

2.- Ingresos

a) Para la evaluación económica del proyecto se considera como ingresos aquellos que se originen como consecuencia de la implementación del proceso de separación cobre plomo. Este ingreso se obtiene de la diferencia entre el valor de los concentrados individuales y el valor del concentrado bulk. Esta diferencia se resume a continuación:

Valor neto concentrado bulk Cu-Pb (sin sep)	576.0 \$/TM
Valor neto Concentrado Cobre	791.3 \$/TM
Valor neto concentrado plomo	807.5 \$/TM
Valor concentrados con separación	796.1 \$/TM
INGRESO ADICIONAL	220.1 \$/TM

b) Para el cálculo de los ingresos se ha considerado que durante los primeros cuatro meses de producción, la planta no trabajará a capacidad plena. Los primeros tres meses trabajará al 50 % de la capacidad y al cuarto mes al 80 % de la capacidad. Esto significa que durante el primer año la producción promedio equivale al 86% de la producción de los años siguientes.

3.- Egresos

Los egresos se dividen en dos partes: Inversión y costos de operación.

La estructura de inversión se detalla en la sección 4 de este capítulo y asciende a US \$ 761,182.

La estructura de gastos de operación se detalla en la tabla 7.3. El costo de tratamiento de este material es de US \$ 131.56 por tonelada métrica.

3) Indicadores económicos.

De acuerdo a la tabla 7.4 los indicadores económicos del proyecto son excelentes:

TIR	993 %
VAN :	US\$ 32'360,320

Tabla 7.4

Flujo economico

	ANO 0	ANO 1	ANO 2	ANO 3	ANO 6	ANO 7	ANO 8
II) Ingresos							
% Produccion		86%	100%	100%	100%	100%	100%
Ingresos por separacion		\$18,739,314	\$21,789,900	\$21,789,900	\$21,789,900	\$21,789,900	\$21,789,900
Recup. de cap. trabajo							\$69,198
Valor de rescate							\$138,396
TOTAL INGRESOS	\$0	\$18,739,314	\$21,789,900	\$21,789,900	\$21,789,900	\$21,789,900	\$21,997,495
III) Egresos							
a) Inversion							
Equipos	\$439,332						
Ingenieria. Edific.	\$219,700						
Terreno	\$0						
Imprevistos (5%)	\$32,950						
b) Cap. trabajo	\$69,198						
c) Gastos de operacion							
Mano de obra ind.		\$42,000	\$42,000	\$42,000	\$42,000	\$42,000	\$42,000
Mat. indirectos		\$22,000	\$22,000	\$22,000	\$22,000	\$22,000	\$22,000
Gastos indirectos		\$77,320	\$77,320	\$77,320	\$77,320	\$77,320	\$77,320
Mano de obra dir.		\$31,200	\$31,200	\$31,200	\$31,200	\$31,200	\$31,200
Insumos directos		\$10,582,420	\$12,305,140	\$12,305,140	\$12,305,140	\$12,305,140	\$12,305,140
Imprevistos		\$537,747	\$623,883	\$623,883	\$623,883	\$623,883	\$623,883
TOTAL GASTOS	\$761,180	\$11,292,687	\$13,101,543	\$13,101,543	\$13,101,543	\$13,101,543	\$13,101,543
(INGRESOS - EGRESOS)	(\$761,180)	\$7,446,627	\$8,688,357	\$8,688,357	\$8,688,357	\$8,688,357	\$8,895,952

Tasa interna de retorno

993%

Valor actual neto

\$32,360,320

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se ha llegado a las siguientes conclusiones:

1. Los mejores resultados en las pruebas de flotación, se obtienen cuando se usa el reactivo MIX-A, preparado con oxido de zinc
2. El uso del FUME (oxido esfumado) en vez de oxido de zinc, además de proveer los resultados más bajos, requeriría de una etapa de purificación para eliminar parte de los iones pesados, en presencia de los cuales la depresión de minerales de cobre tiene baja eficiencia
3. Una etapa adicional de purificación del FUME, traería como consecuencia la acumulación de gran cantidad de sólidos insolubles contenido en el oxido esfumado
4. Un factor importante es el tiempo de acondicionamiento de 20' minutos hecho que podemos observar en las gráficas del capítulo V, de trabajos experimentales.
5. Pruebas de rastreo definen que la disminución de la densidad de pulpa origina una disminución de la recuperación de plomo
6. Se recomienda implementar el circuito de separación Cu-Pb, ya que el estudio de valorización de concentrados nos indica que se obtendrían mayores ingresos económicos, así como se disminuirán problemas operativos en la etapa siguiente de extracción de los metales.

7. Se recomienda realizar estudios de optimización en la flotación bulk Cu-Pb, para minimizar los altos desplazamientos de zinc hacia este concentrado.

BIBLIOGRAFIA

1. "Anuario de Concentradoras 1988", Departamento de Concentradoras Centromin Perú. 1989
2. H. Alvarez Z., "Reservas de Mineral en los Asientos Mineros de Centromin-Perú", 1989
3. "Estudio de las Especies Mineralógicas existentes en los Yacimientos de Centromin-Perú". Memorandum Departamento de Geología
4. J. Zegarra to F.E. Oliveras; "Use of the FUME Produced by the Z.L.R.F.P. as Flotation reagents" Internal memorandum of Research Department
5. J. Zegarra y C. Perez, 1980, "Selección de Procedimiento de Separación Cu-04b por Flotación y Optimización Económica" Centromin-Perú
6. J.S. Jacobi, 1960, "Problemas Metalúrgicos en la Fundición de La Oroya