

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y MANUFACTURERA



“Aplicación de Tostadores de Lecho
Fluidizado para la Obtención de Zinc
en la Industria Metalúrgica”

INFORME DE SUFICIENCIA

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO QUÍMICO**

POR LA MODALIDAD DE:

ACTUALIZACIÓN DE CONOCIMIENTOS

PRESENTADO POR

ROSARIO P. ROSALES HEREDIA

LIMA – PERU

2 0 0 2

DEDICATORIA

A mis padres Armando Rosales⁽⁺⁾ y Rufina Heredia por el ejemplo de justicia, esfuerzo y sacrificio otorgado durante mi formación, a quienes quedo eternamente agradecida.

AGRADECIMIENTO

A los catedráticos de la Escuela Profesional de Ingeniería Química, por sus valiosas enseñanzas y especialmente al Ing. Marco Loayza que contribuyó a la culminación del presente Informe.

RESUMEN DEL INFORME DE SUFICIENCIA

En el presente informe se muestra el efecto del incremento de oxígeno mediante la adición de aire en exceso en el tratamiento de concentrados de zinc, en un tostador de lecho fluidizado para la obtención de zinc electrolítico.

El informe presentado contiene dos aspectos básicos. El primero describe el proceso industrial para la obtención de zinc incluyendo materias primas, tratamiento metalúrgico y la descripción de los principales procesos que comprende el circuito de zinc, donde se detallan las reacciones principales y especificaciones de equipos.

En la segunda etapa se describen los tostadores de lecho fluidizado, propiedades de mezcla, fenómenos de transporte y ventajas de este tipo de tostador.

Finalmente, se realizan los cálculos del incremento del oxígeno en el proceso de tostación así como el balance de materia y energía presentando una propuesta para el control del calor excedente del proceso evaluado.

INDICE

	Pag.
INTRODUCCION	7
CAPITULO I	
ASPECTOS GENERALES	
1.1 Producción y Reservas existentes de minerales y concentrados de zinc	9
1.1.1 Reservas a nivel mundial	9
1.1.2 Principales reservas nacionales	10
1.2 Objetivos del informe	11
CAPITULO II	
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO INDUSTRIAL PARA LA OBTENCIÓN DE ZINC ELECTROLITICO	
2.1 Materias primas	12
2.2 Tratamiento metalúrgico de concentración	13
2.3 Procesos principales del circuito de zinc	14
2.3.1 Tostación	14
2.3.2 Lixiviación	22
2.3.3 Planta de separación de sólidos	23
2.3.4 Planta de purificación	25
2.3.5 Plantas de Flotación y Polvo de Zinc	28
2.3.6 Sección Electrolítica	32
2.3.6.1 Celdas electrolíticas	33
2.3.7 Fundición y Moldeo	35
2.4 Diagramas de flujo para la obtención de zinc	35
CAPITULO III	
EVALUACIÓN DEL INCREMENTO DE OXIGENO EN UN TOSTADOR DE LECHO FLUIDIZADO PARA CONCENTRADOS DE ZINC	
3. Tostadores de Lecho Fluidizado	38

3.1 Generalidades	38
3.2 Mezcla y fenómenos de transporte	41
3.2.1 Comportamiento de las burbujas de aire	41
3.2.2 Mezcla de sólidos	42
3.2.3 Mezcla de gases	42
3.2.4 Transferencia de masa	42
3.2.5 Transferencia de calor	43
3.3 Ventajas de los Tostadores de Cama Fluidizada	43
3.4 Cálculos del incremento del oxígeno en el proceso de tostación	44
3.4.1 Balance de materia	44
3.4.2 Balance de energía	50

CAPITULO IV

CONCLUSIONES	58
RECOMENDACIONES	60
BIBLIOGRAFÍA	61

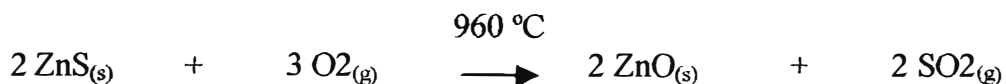
INTRODUCCION

El principal objetivo de la metalurgia extractiva es la recuperación de los metales de sus fuentes naturales (minerales metálicos) y su preparación para usos prácticos.

Para conseguir este objetivo, se realizan una serie de operaciones y procesos (pirometalurgia, hidrometalurgia, electrometalurgia, etc.) combinados en un diagrama de flujo adecuado a las características y contenido del mineral.

La producción comercial del zinc por hidrometalurgia y su recuperación por electrólisis necesita una etapa previa en el proceso llamada TOSTACION.

La tostación es un tratamiento térmico que causa reacciones químicas entre la mena y la atmósfera del horno. Este tratamiento puede conducir a una oxidación o una reducción y puede ir acompañada de calcinación. Durante la tostación oxidante, se produce la reacción parcial de menas de sulfuro de zinc con aire, mediante la cual este concentrado es convertido en óxido de zinc y en dióxido de azufre que es eliminado, según:



La tostación es por lo general la primera etapa del tratamiento metalúrgico de muchos metales, pudiendo ser complementado con otros procesos piro o hidrometalúrgicos.

El proceso hidrometalúrgico más importante es la lixiviación, en la cual el compuesto que contiene el metal deseado se disuelve selectivamente.

Los minerales sulfurados de zinc no se lixivian fácilmente pero sus sulfatos son solubles en agua y sus óxidos son solubles en ácido sulfúrico diluido. Por lo tanto, una tostación controlada de sulfuros puede conducir a obtener un producto calcinado con adecuadas propiedades lixiviables.

Entre los principales equipos de tostación se encuentran los hornos de cama fluidizada y los hornos de cama turbulenta. El término "cama turbulenta" está

referida a aquellos hornos que tratan los concentrados sin necesidad de aglomerarlos.

La tostación en camas fluidizadas han avanzado en el proceso industrial a tal punto, que en la actualidad, en ellos se procesa la mayor producción de zinc en el mundo.

La aplicación de hornos de tostación de cama fluidizada en la industria metalúrgica de obtención de zinc son materia del presente informe técnico.

CAPITULO I

ASPECTOS GENERALES

1.1 PRODUCCIÓN Y RESERVAS EXISTENTES DE MINERALES Y CONCENTRADOS DE ZINC

1.1.1 RESERVAS A NIVEL MUNDIAL

La producción y reservas de minerales y concentrados de zinc a nivel mundial se presentan en la tabla 1.1.

ZINC ^{1/} (miles de toneladas)				
País Productor	Producción		2000	
			Recuperable	Reserva
	2000 ^{2/}	1999 ^{2/}	Reservas ^{2/}	Base ^{3/}
Estados Unidos	860	843	25 000	80 000
Australia	1 250	1 160	34 000	85 000
Canada ^{1/}	900	1 010	11 000	31 000
China	1 400	1 370	33 000	80 000
Mexico ^{1/}	360	360	6 000	8 000
Perú ^{1/}	900	900	7 000	12 000
Otros países	<u>2 300</u>	<u>2 400</u>	<u>72 000</u>	<u>130 000</u>
Total Producción mundial	8 000	8 040	190 000	430 000

Tabla 1.1 Reservas existentes a nivel mundial

(Fuente: U.S. Geological Survey, Mineral Commodity Summaries 2001 and NMA's Facts about Minerals, 1999 - 2000. Updated: Feb 2001).

A continuación se explican las referencias indicadas en la tabla 1.1:

^{e/} Estimado. ^{r/} Revizado.

^{1/} contenido de minerales y concentrados.

^{2/} 2000 mayor importador de cinc en Estados Unidos, porcentaje total americano en importaciones de cinc: 60%.

^{3/} estimado de la cantidad de mineral que puede recuperarse o puede extraerse de las reservas existentes en la reserva base.

^{4/} Fuente identificada que reúne las especificaciones mínimas de criterio físico y químico relacionadas a la práctica actual de minado y producción, tales como calidad, espesor y profundidad. Es la fuente demostrada desde la que se estiman las reservas. La reserva base puede incluir esos recursos que son actualmente económico, marginalmente económico, actualmente subeconómico o que tiene el potencial para volverse económicamente viable.

Las aplicaciones más comunes del zinc son:

Recubrimientos, aleaciones, compuestos químicos, galvanoplastia, baterías secas para celulares, industria automotriz, aplicaciones eléctricas, nutrición, medicina y pinturas.

1.1.2 PRINCIPALES RESERVAS NACIONALES

Las reservas de las principales minas a nivel nacional se presentan en la tabla 1.2

RESUMEN TOTAL	Toneladas secas	% Zn	% Pb	% Cu	Ag oz/t
Mina Carahuacra	1 848 180	9,41	0,87	0,01	2,18
Mina San Cristobal	7 534 630	6,91	1,14	0,42	3,56
Mina Andaychagua	3 673 305	6,04	0,69	0,08	3,81
Mina Ticlio	177 490	7,12	1,96	0,34	2,66
Mina Cerro de Pasco	14 633 970	10,45	3,31	-	3,31
Mina Raúl Rojas	5 276 210	4,60	1,68	-	1,60
Total Dic. 31 1999	33 143 785	8,15	2,12	0,11	3,08

Tabla 1.2 Reservas de las principales minas a nivel nacional

1.2 OBJETIVOS DEL INFORME

Con las premisas establecidas en la introducción, los objetivos fundamentales del siguiente informe son:

1. Incrementar la producción y recuperación de calcina de zinc en tostadores de lecho fluidizado a través de la adición de oxígeno del aire en los gases de proceso.
2. Establecer un balance energético del proceso por medio de enfriamiento forzado con caudales preestablecidos de agua en la caldera de vapor.
3. Adecuar el gas del proceso de tostación a niveles de concentración de SO_2 (g) ($> 4\%$ en base seca), adecuado para la producción de ácido sulfúrico.
4. Desarrollar una alternativa de optimización operativa y a nivel de proceso con costo de inversión cero, basados en el empleo de equipos y recursos existentes.

CAPITULO II

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO INDUSTRIAL PARA LA OBTENCIÓN DE ZINC ELECTROLITICO

La obtención de zinc es la consecuencia de una serie de procesos metalúrgicos que a continuación se describen.

2.1 MATERIAS PRIMAS

El proceso de obtención de zinc comienza con la explotación de los yacimientos mineros Paragsha y Mahr Tunnel de donde se obtienen los diferentes minerales que se utilizan como materia prima. Para el caso específico del zinc los principales minerales que habitualmente vienen asociados son los sulfuros de Fe, Pb, Cu, As, Bi, Te, etc., son los que se muestran en la tabla 2.1.

Nombre del mineral	Formula Química
Blenda o Esfalerita	ZnS
Cincita	ZnO
Goslarita	ZnSO ₄ .7H ₂ O
Smithsonita	ZnCO ₃

Tabla 2.1 Principales minerales sulfurados de zinc

El análisis típico de los concentrados de zinc, se muestra a continuación, considerando que la proporción de mezcla de los concentrados de Paragsha y Mahr Túnel es de 60% y 40 % respectivamente

Análisis Químico (%,*ppm)									
H ₂ O	Fe	S	Zn	Pb	*Co	Ag(g/t)	Cd	SiO ₂	Al ₂ O ₃
10,0	9,6	30,0	51,5	2	3	137	0,15	1,0	0,2

2.2 TRATAMIENTO METALÚRGICO DE CONCENTRACIÓN

La materia prima principal para la operación de la concentradora está constituida por los minerales señalados en la tabla 2.1 , provenientes de las diferentes zonas de explotación de las minas. Los minerales están formados por una parte valiosa que la constituyen las “menas”, y otra parte estéril llamada “ganga”.

Las menas, económicamente recuperables, están constituidas por los sulfuros: calcopirita, galena y esfalerita; el contenido de plata, está dado por la mezcla de estas menas principalmente de las dos primeras con sulfuros argentíferos como la tetraedrita y argentita.

El material estéril está constituido principalmente por las siguientes gangas: sulfuros, silicatos, carbonatos, óxidos y sulfatos.

Las cinco etapas que comprende el proceso metalúrgico de concentración de minerales se enumeran a continuación:

1. Trituración

Esta operación se realiza en dos circuitos, primaria y secundaria, en circuito abierto.

2. Molienda:

Esta operación se realiza en tres circuitos, primaria, secundaria y terciaria, en circuito cerrado.

3. Flotación:

Esta operación se realiza en tres circuitos; flotación Bulk, separación plomo/cobre y flotación zinc.

4. Eliminación:

La operación de eliminación de agua se realiza en dos etapas, espesamiento y filtración.

5. Disposición de relaves:

Esta operación se realiza en dos etapas, transporte (por gravedad o por bombeo) y almacenamiento de los relaves en canchas.

2.3 PROCESOS PRINCIPALES DEL CIRCUITO DE ZINC

2.3.1 TOSTACION

Los concentrados de zinc provenientes de Paragsha y Mahr Tunnel son transportados por ferrocarril hasta el Complejo Metalúrgico, donde son descargados en el área de almacenamiento que para este fin se tiene.

Estos concentrados son recogidos por medio de un cargador frontal y enviados a través de una parrilla de 3”(7,6 cm) de abertura. Luego por medio de fajas transportadoras hacia las tolvas de alimentación ubicadas en la parte alta de la sección de perdigonación. Aproximadamente 60 % de los concentrados son alimentados a las unidades de perdigonación para preparar la carga a los tostadores de cama fluida, mientras el 40 % restante se alimenta directamente al tostador de cama turbulenta.

La tostación transforma los sulfuros de zinc, en óxidos de zinc, los cuales son fácilmente solubles en las operaciones subsiguientes de lixiviación, generándose durante la tostación gas SO_2 para la producción de ácido sulfúrico de 98,5%. La alimentación a los tostadores de cama fluida debe ser en forma de perdigones duros. El concentrado es llevado a una mezcladora de paletas donde se adiciona solución de sulfato de zinc, ácido sulfúrico y polvos oxidados de zinc provenientes de los ciclones y de Cottrell Central reaccionando el óxido de zinc de estos últimos productos con el ácido sulfúrico para formar sulfato de zinc, el cual actúa como agente aglomerante. La mezcla se transforma en perdigones en un perdigonador cilíndrico.

Los perdigones son secados en un horno rotatorio, clasificados por medio de una zaranda vibratoria para separar los finos que son regresados al mezclador y los gruesos son transportados a las tolvas de alimentación de los tostadores de cama fluida por medio de transportadores de baldes. Estas unidades de tostación son de forma rectangular con el piso perforado, a través del cual pasa el aire fluidizante. Los perdigones son alimentados por medio de una compuerta situada a un lado del horno. En la cámara de combustión se mantiene

la temperatura a 960 °C, mediante el control de la velocidad de alimentación y el exceso de aire usado.

Las reacciones en el tostador son exotérmicas no siendo necesaria la adición de calor externo. Aproximadamente un 30 % del material cargado a los tostadores de cama fluida es arrastrado con los gases, lo cual obliga a tener un buen sistema de recuperación de polvos. Los gases de combustión pasan por calderos para aprovechar el calor en la obtención de vapor y luego por ciclones para separar las partículas gruesas. Finalmente, los gases exentos de partículas gruesas pasan por un ducto vía Contrell Central, en el cual se recupera la porción de polvo fino por medio de un sistema electrostático del cual los gases completamente limpios pasan a la Chimenea Principal.

El polvo recuperado por los ciclones es alimentado al circuito de calcina para su subsiguiente cernido y molienda o reciclados a la sección perdigonación si es necesario.

Los concentrados son directamente alimentados al tostador de cama turbulenta por medio de una faja de alta velocidad. El tostador es cilíndrico con una base circular perforada para permitir el paso del aire. La tostación ocurre en una cama formada por las partículas gruesas y en la parte superior o cámara de combustión.

La temperatura de operación 960 °C se mantiene con adición de agua dentro del tostador, Aproximadamente 70 % de la carga alimentada es transportada con los gases y precipitada en el caldero, en los ciclones y en el precipitador electrostático. Los gases limpios previamente enfriados a 350 °C con una concentración de SO₂ de 7,0 % base seca, son enviados a la Planta de Ácido Sulfúrico.

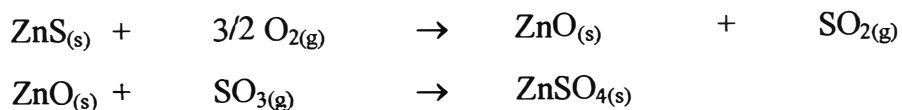
La calcina, es enfriada en un sistema de transporte de eslabones previstos de chaquetas de enfriamiento con agua y luego bombeada neumáticamente a la tolva de almacenamiento.

El óxido de zinc precipitado en el Cottrell Central se une al flujo principal de calcina en la sección cernido y molienda. La calcina de los tostadores de cama fluida pasan a través de un tambor previsto de un sistema de enfriamiento y luego por medio de transportadores de eslabones a la sección de cernido, donde los finos con malla - 35 son almacenados en una tolva de 15 toneladas de capacidad conectada al sistema de transporte, los gruesos caen a una tolva desde la cual son alimentados a los molinos de bolas, cuya descarga está conectada también al sistema de transporte principal donde se mezclan con la calcina del tostador de cama turbulenta para ser llevados a la sección de lixiviación. La descripción del proceso de tostación se muestra en la figura 2.1 y 2.2.

■ Reacciones Principales

En el tostador se producen las siguientes reacciones:

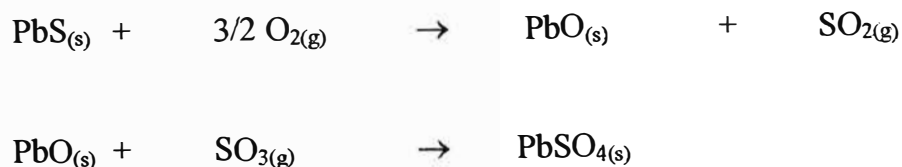
Zinc:



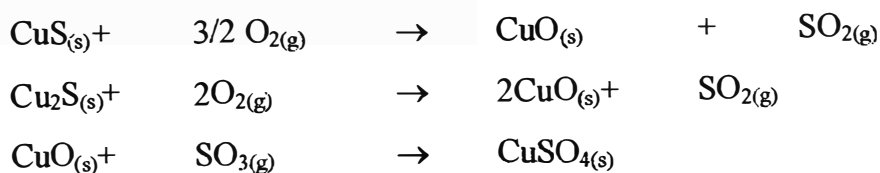
Hierro:



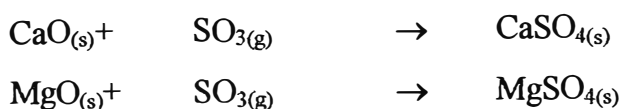
Plomo:



Cobre:



Alcalinotérreos:



▪ **Especificaciones de equipos**

Equipo	Perdigonadores
Cantidad	2
Longitud	3,2 m
Diámetro	1,83 m
Consumo de ácido sulfúrico 98,5%	54,2 kg/t de concentrado
Polvo de multiclones y Contrell Adicionado	956 t/mes

Equipo	Secadores
Cantidad	2
Tipo	Rotatorio con quemador de petróleo
Capacidad	13 t/h
Temperatura de secado	Entrada: 900 °C Salida: 220 °C
Recuperación	99,5% del zinc contenido en concentrado alimentado

Equipo	Tostadores de lecho Fluidizado
Número	3
Área de cama	Nº 1 : 7,9 m ² Nº 2 y 3 : 5,8 m ²
Revestimiento de la cama	Apisonado con super castable.
Altura	Nº 1 : 4,5 m Nº 2 y 3: 7,1 m
Investimiento de la cámara	Refractaria supercastable
Aire suministrado	Nº 1: 240 m ³ /min Nº 2 y 3: 311 m ³ /min
Capacidades	Nº 1: 84 t calcina / d Nº 2: 122 t calcina / d Nº 3: 122 t calcina / d
Resistencia de la Cama Nº 1	1,65 m
Resistencia de la Cama Nº 2	1,75m
Resistencia de la Cama Nº 3	1,75m
Temperatura de operación	960 °C

Equipo	Caldera Babcock & Wilcox
Número	3
Producción de vapor	2,9 x 10 (6) kcal /caldera
Cantidad	4,6 t/h/caldera
Recuperación de polvo	35 % del material cargado
Concentrado tratado	9 410 t/mes
Contenido de azufre	29 % en los perdigones verdes
Calcina producida	7 900 t/mes
Contenido de Azufre	1,2 %
Tiempo de operación 1	1,2 %
Tiempo de operación 2	88,6 %
Tiempo de operación 3	91,8 %
Recuperación	98,5 % del zinc contenido en conc. (incluye 0,5% perdido en perdigonación).

Equipo	Enfriador de calcina
Número	1
Tipo	Hardinge
Tamaño	1,5 m de diámetro x 12,2 m de largo

Equipo	Molino de bolas
Número	3
Tipo	Hardinge
Tamaño	1,5 m de diámetro x 0,55 m de largo

Equipo	Tostador de cama Turbulenta
Número	1
Área de cama	35 m ²
Revestimiento de la cama	Cerámica refractaria castable
Altura	14,6 m
Aislamiento de la pared	ladrillos "super duty-fire
Aire suministrado	311 m ³ /min
Capacidad	200 t/d
Resistencia de la cama	1,8 m
Temperatura de operación	960 °C

Equipo	Caldera LaMont
Producción de vapor	5,53 x 10 ⁶ kcal
Cantidad de vapor	9,6 t/h
Recuperación de polvo	70 % del material se descarga por la caldera LaMont, ciclones y precipitador electrostático se estima en 120 t polvo/d
Concentrado tratado	6 300 t/mes máximo
Contenido de azufre	28,8 %
Calcina producida	5 355 t/mes máximo
Contenido de Azufre	0,6 %
Sistema de transporte	6 transportadores de eslabones 1 (Bomba neumática)
Recuperación	99,5 %

Figura 2.1 Tostacion de Lecho Fluidizado para Concentrados de Zinc

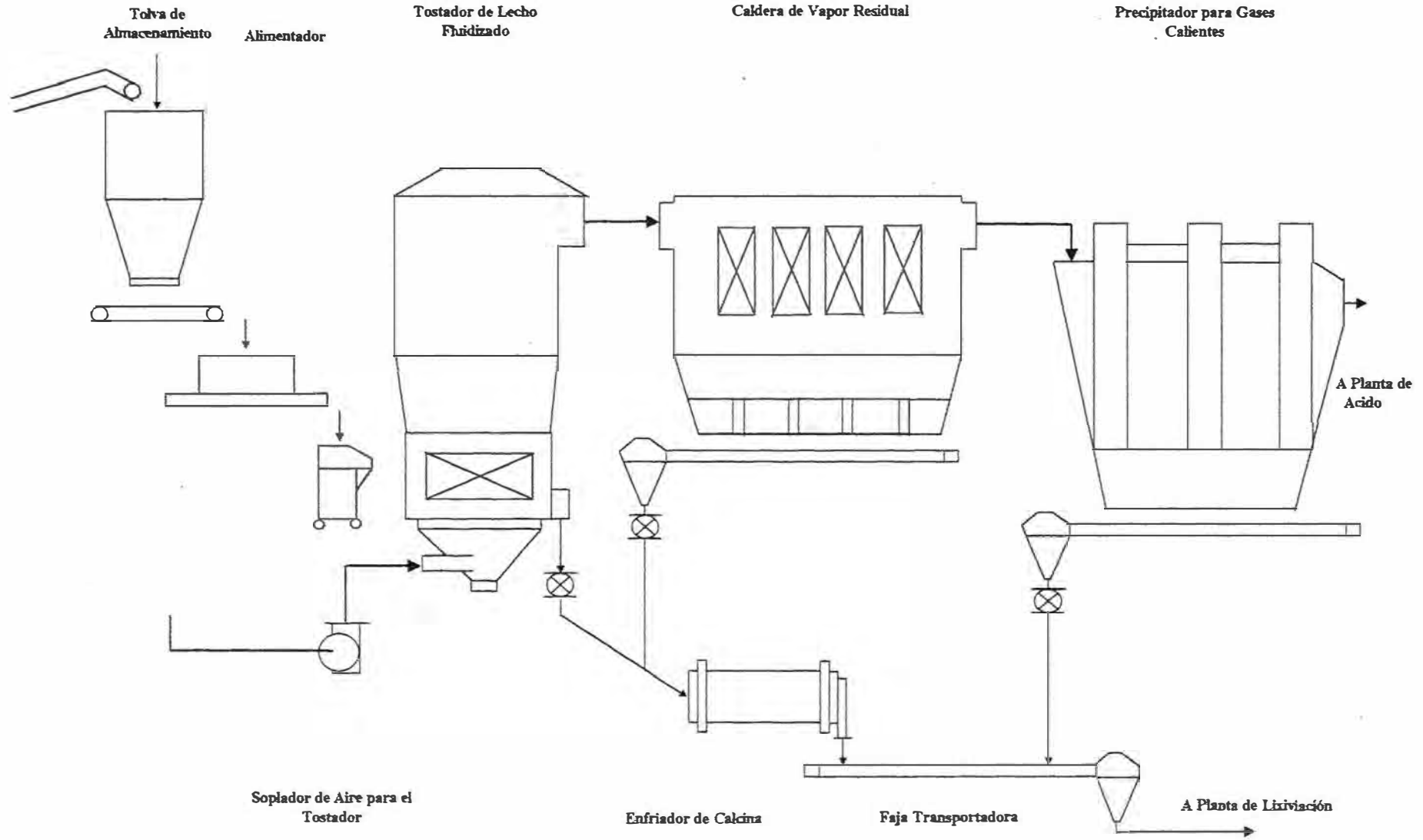
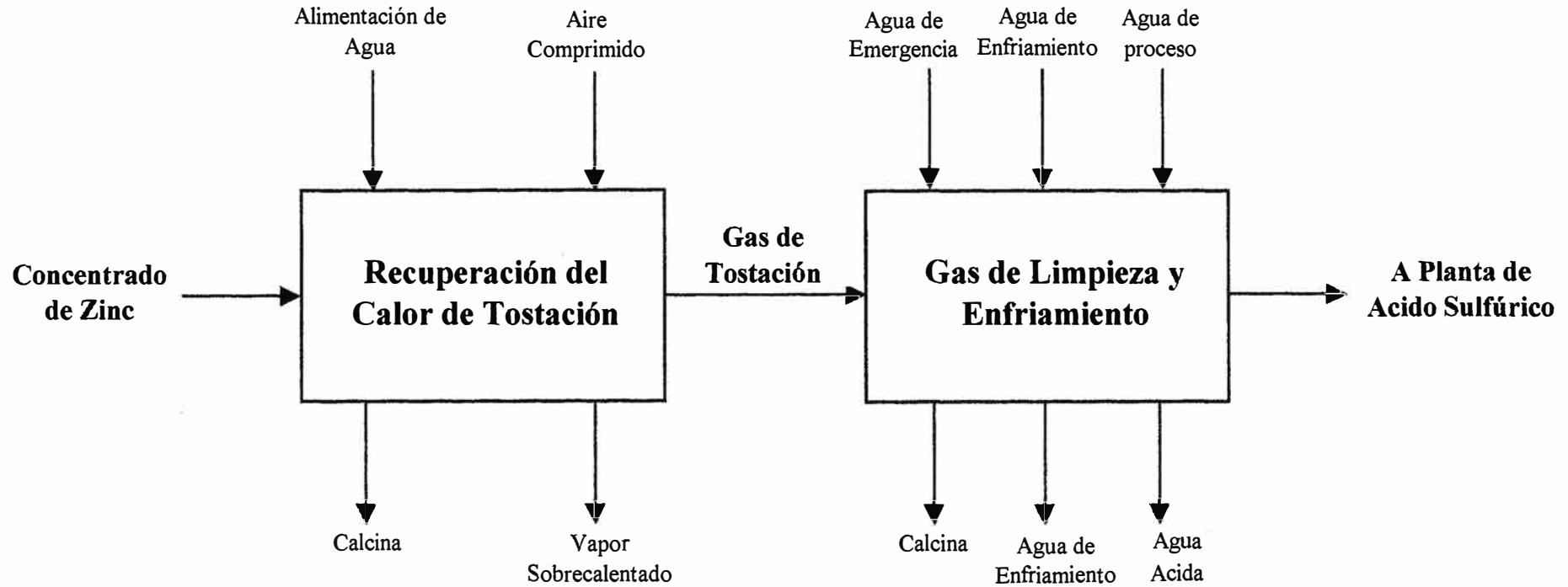


Figura 2.2 Diagrama de Flujo de la Recuperación – Enfriamiento - Limpieza de los Gases de Tostación

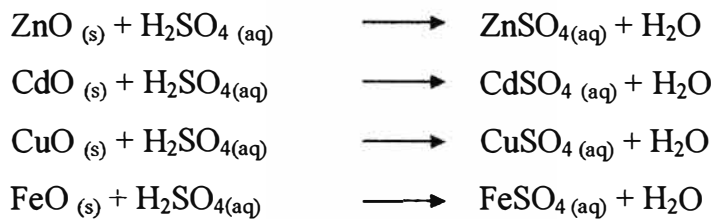


2.3.2 LIXIVIACION

El objeto principal del proceso de lixiviación es el de disolver el óxido de zinc y el sulfato de zinc presente en la calcina. El proceso de lixiviación se lleva a cabo en tanques agitadores donde se carga el electrolito gastado, calcina fina y el ácido sulfúrico concentrado requerido. El hierro presente se oxida con bióxido de manganeso para precipitar como hidróxido de hierro junto con el cual coprecipitan también otras impurezas, tales como el arsénico y antimonio; permaneciendo insoluble la ferrita de zinc ($ZnO \cdot Fe_2O_3$). La pulpa obtenida pasa a través de un hidrociclón donde son separadas las partículas finas (que pasan a la unidad de separación de sólidos), de las partículas gruesas (arenillas) que serán nuevamente tratadas en una nueva lixiviación.

- Reacciones Principales

- Soluciones



- Precipitados



- Reacciones de Eliminación de Impurezas



- Datos del proceso:

Proceso	Calcina Tratada Proceso por etapas 12 490 t/mes
Extracción	T/zinc 81-84 % A/zinc 93-95 %
Spent	Acidez 150 g/L
MnO ₂ Consumido t/t cátodo	0,022
Tanques de lixiviación	5 unidades
Tamaño	6,5 m Ø x 3,5 m alto
Capacidad de operación	92 500 l c/u.
Material	Madera con forro de Pb-Te y ladrillo antiácido

- Análisis del Residuo de Lixiviación

Análisis Químico (% , *g/t)								
Cu	Pb	Zn	Cd	Fe	SO₄/S	A/Zn	W/Zn	*Ag
0,54	5,3	25,7	0,14	30,7	3,0	7,0	7,0	480

Residuo Producido:

5 175 t/mes

Reactivo Floculante.

Unidad de Separación de Sólidos:

Magnafloc 127

Superflor 351 - 0.20 kg/ts de residuo

2.3.3 PLANTA DE SEPARACION DE SOLIDOS

La planta de separación de sólidos (figura 2.3), está constituida por 4 espesadores de los cuales 3 están en operación y conforman una batería de sedimentación y lavado en contracorriente (CCD); aquí se separaran inicialmente en un clarificador la solución (over flow) que es la solución impura y el residuo (under flow) que será lavado en los sedimentadores lavadores 1 y 2. De la última etapa de lavado, el residuo es enviado hacia los filtros al vacío EIMCO, en donde se realiza la última etapa de lavado para asegurar la máxima extracción del sulfato de zinc. El residuo obtenido en forma de queque es

repulpado nuevamente y enviado a la planta de flotación; en esta planta se hace una nueva separación en una batería de pequeños hidrociclones; las partículas finas pasan a la Unidad de Residuos para ser sedimentados con un rendimiento de 50 t/d y ser enviado a la Planta de Tratamiento de residuos lixiviados y el resto al depósito de Huanchán.

- Especificaciones de equipos

Sistema: CCD (Sedimentación continua en Contracorriente)

Equipo: Esperadores	4 del mismo tamaño (2 clarificadores y lavadores)
Volumen	1 000 000 L
Área	314 m ²
Diámetro	20 m
Altura	3,5 m
Material	Concreto armado
Revestimiento	Pb – Te

Equipo	Tanque Compensador
Volumen	155 m ³
Revestimiento	Plomo - Te- ladrillos
Diámetro	6 m
Altura	5,5 m

Equipo	Tanques Mezcladores
Volumen	20 m ³
Diámetro: 3 m	Altura: 3 m
Material	Hierro
Revestimiento	Plomo - Te - Ladrillos

Equipo	Filtros al vacío EIMCO (4 unidades)
Área filtrante	56 m ²
Dimensiones	12' Ø x 16' largo
Vacío y velocidad	regulable
Gravedad específica alimentación	1260-1320

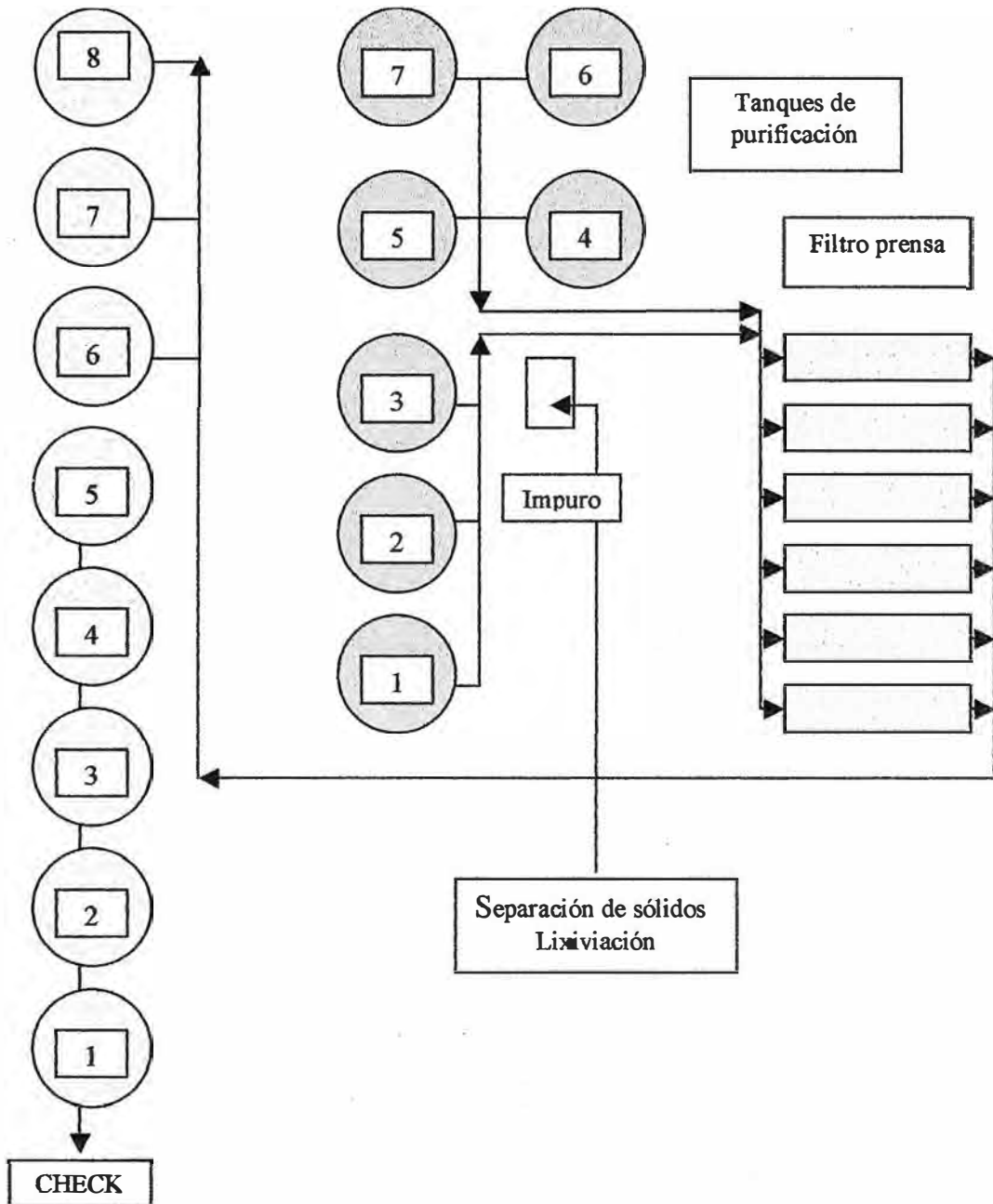


Figura 2.3 Planta de separación de sólidos

2.3.4 PLANTA DE PURIFICACION

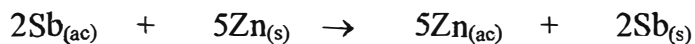
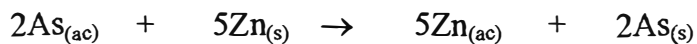
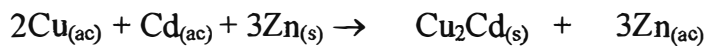
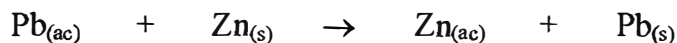
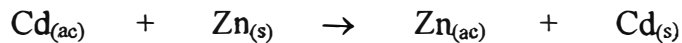
Durante la lixiviación se ha conseguido precipitar parcialmente el arsénico, antimonio, germanio, hierro, algo de cobre, silicio, etc. , y mediante decantación en contracorriente en la planta de separación de sólidos se separan los precipitados y compuestos insolubles de la solución de sulfato de zinc ($ZnSO_4$). El producto de

esta separación es el IMPURO, el cual tiene impurezas que son perjudiciales para la Electrólisis.

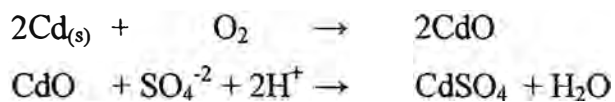
En la unidad de purificación se recepciona la solución impura de sulfato de zinc para eliminar las impurezas que aún existen, tales como el cobre, cadmio, arsénico, antimonio principalmente y ocasionalmente germanio y selenio. Ya que la electrodeposición del zinc en casa de celdas sólo es posible con soluciones de sulfato de zinc lo más puras posible. El esquema del proceso de purificación se muestra en la figura 2.4.

- Reacciones Principales

A continuación se indican algunas de las reacciones electroquímicas que se dan en la purificación, entre los iones disueltos en la solución acuosa y el zinc metálico que se encuentra en estado sólido y actúa como agente de cementación.



Al realizarse la filtración de las soluciones purificadas es necesario asegurarse que NO exista ingreso de aire por la bomba centrífuga ya que se activará el cadmio precipitado formando óxido de cadmio y luego sulfato de cadmio pasando a solución, de acuerdo a las siguientes reacciones:



- Datos del proceso y especificaciones de equipos

Alimentación	Solución Clarificada en la planta de separación de sólidos
Tanques de purificación	7 – 65 000 l de capacidad c/u
Tanque de Solución pura	7 (1,3 – 72 200 l - 2, 4, 5, 6 y 7 a 77 400 L capacidad)
Purificación de Cd hasta	0,6 mg/L o ppm
Filtros prensa Shriver	6 Área de filtración 104 m ² dimensiones: 1 x 1 m x 2,54 cm espesor presión de filtrado: 60 psi
Consumo de zinc en polvo	110 t/mes
Residuo de purificación producido	206 t/mes

- Análisis del Residuo de Purificación:

Análisis Químico (% , *ppm)							
Zn	Cd	Cu	Fe	Pb	H ₂ O	Ni*	Co*
42,8	7,2	3,7	0,14	0,78	36,0	295	248

- Análisis de la Solución Pura:

Análisis Químico (% , *g/l)								
Ge	*Zn	Cu	As	Sb	Ni	Co	Te	Se
42,8	7,2	3,7	0,14	0,78	36,0	295	248	0,13

Análisis Químico (%)

Met/Zn	Zn
92-94	96-99

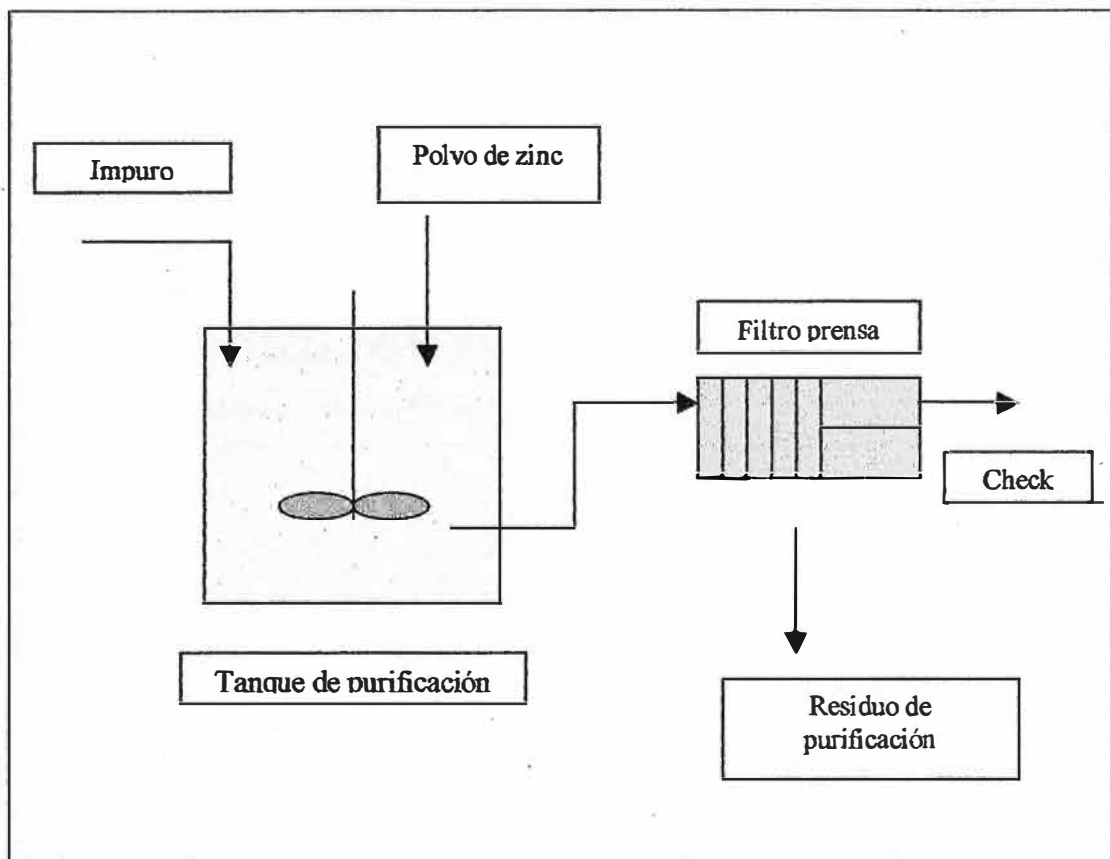


Figura 2.4 Esquema del proceso de purificación

2.3.5 PLANTAS DE FLOTACION Y POLVO DE ZINC

Las partículas gruesas pasan a las celdas de flotación en donde se obtiene el concentrado zinc-plata que será tratado nuevamente en un circuito especial; posteriormente, el relave se envía directamente al depósito de Huanchán.

La solución impura de sulfato de zinc pasa a unos tanques de almacenamiento de donde se bombea a la unidad de purificación. La solución tratada con polvo de zinc, es filtrada en filtros prensa tipo Shriver, enviándose el queque obtenido a la Planta de Cadmio para su tratamiento posterior. La solución pura es almacenada en tanques de confrontación (check) de donde se alimenta a la casa de tanques de acuerdo a las necesidades de operación.

El polvo de zinc requerido en la unidad de purificación es producido por destilación en retortas pequeñas ubicadas en la unidad de polvo de zinc. En un

horno Ajax Northrup se cargan cátodos de zinc o barras de zinc para ser fundidos. El producto obtenido se transfiere a las retortas en donde el zinc se vaporiza y condensa en una cámara contigua. El producto que se obtiene se zarandea a malla - 200 para su empleo en la unidad de purificación. El exceso de producción se vende en el mercado nacional o en el extranjero.

PLANTA DE FLOTACION

- Datos del proceso y especificaciones de equipos

Equipos	-10 hidrociclones de 4" Ø cedazo DSM 6" - 14 Celdas tipo AGITAIR, marca Galigher - 1 Filtro al vacío de tambor OLIVER de 3'x 6'
Datos de Operación	
Tamaño de partícula deseada	15 micrones
Recuperación de Sólidos, fracción gruesa	45 %
Reactivos	Z-11 1,8 lb/tc de gruesos en forma de solución al 10 %. Z-6 0,7 lb/tc de gruesos en forma de solución al 10 %. Aceite de Pino 0,65 lb/tc de gruesos en forma de solución al 100 %.
Tiempo de Flotación	Primaria 8 min Primaria y Secundaria 16 min Primera limpieza 18 min Segunda limpieza 20 min Tercera limpieza 25 min
Área de Espesamiento	10 ft ² /tc/d
Velocidad de filtración	1,5 tc/h
Área de filtración requerida	18 ft ²
Producción	350 tc/mes, 54 % Zn, 80 onz/tc Ag
Recuperación (basado en el alimento)	Zn 35 %, Ag 75 %, Pb 4,2 %, Fe 5,8 %.

Capacidad de los Tanques de Almacenamiento	
Impuro	2 tanques de 250 000 L y 4 tanques de 130 000 L
Dimensiones	(9,1 m Ø x 4,85 m) y (6,7 m Ø x 4,85 m)
Spent (Solución gastada)	2 tanques de 250 000 L y 1 tanque de 130 000 L
Dimensiones	(9,1 m Ø y 4,85 m) y (6,7 m Ø x 4,85 m)
Material	Madera con revestimiento de Pb-Te y ladrillos antiácidos

PLANTA DE POLVO DE ZINC

El 5 % de los cátodos producidos en la casa de celdas es utilizado en la producción de polvo de zinc.

El proceso comprende tres operaciones fundamentales:

- La fusión del zinc sólido (cátodo) que se realiza en un horno eléctrico de inducción “Ajax”.
- Vaporización del zinc líquido que se realiza en las retortas instaladas en un horno especial de ladrillos refractarios.
- Condensación de los vapores de zinc en cámaras de condensación, formando polvo metálico.
- El proceso de producción de polvo de zinc se muestra en la figura 2.5.

Especificaciones de equipos

Horno de Fusión	1 “Ajax Northrup” de inducción capacidad 3,6 t t = 490 - 500 °C
Retortas de Fusión	8 de grafito Dixon calentada con 1 quemador de petróleo “Haulk” capacidad c/retorta 0,7 t t = 1 150 °C
Condensadores	8, enfriados con agua
Polvo producido	209 t/mes

- Análisis químico (%) típico del polvo de zinc producido

Zn	Met/Zn	Cu	Cd	Fe	Pb
98,5	92,5	< 0,01	< 0,01	< 0,01	< 0,01

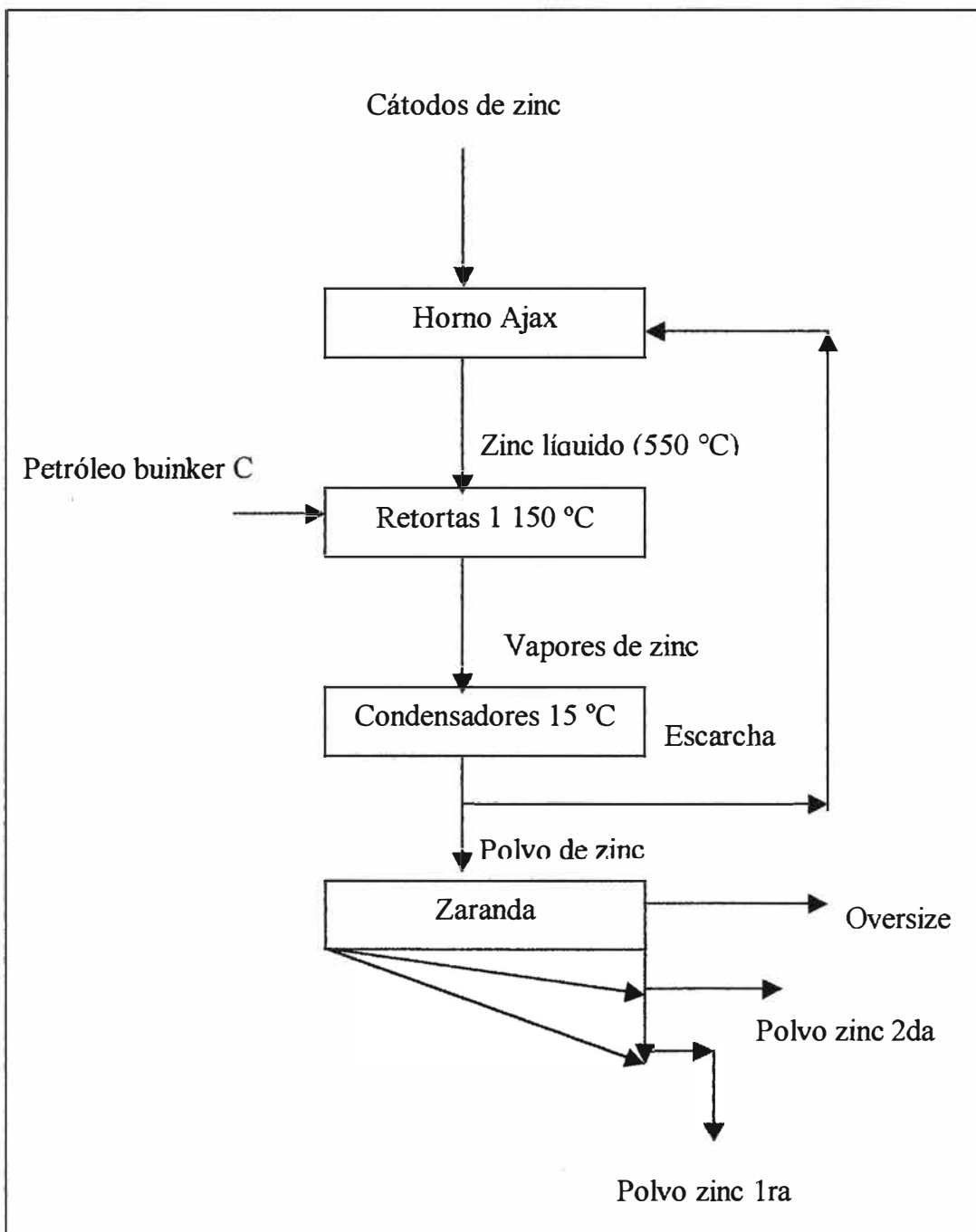


Figura 2.5 Esquema del proceso de producción de polvo de zinc

2.3.6 SECCIÓN ELECTROLITICA

La Casa de Celdas Electrolíticas esta conformada por 18 bloques o unidades, cada una de 20 celdas ordenadas en 2 columnas de 10 celdas. La electrólisis de la solución de sulfato de zinc ocurre entre cátodos de aluminio y ánodos de plomo-plata (figura 2.6). Los ánodos tienen forma de rejilla para permitir una mejor distribución de la corriente eléctrica. Los ánodos de plomo moldeados en la planta contienen 0,75 % de plata (en masa) para reducir la solubilidad del plomo durante la electrólisis. Los cátodos son planchas de aluminio de 3/16" (0,48 cm) remachado en su parte superior a barras de cobre con las que se suspenden en las celdas y a la vez son los conductores del circuito. Para facilitar el delaminado cada cátodo tiene dos filetes de polipropileno laterales removibles.

Luego de un ciclo de deposición de 16 horas, los cátodos son extraídos de las celdas y el zinc es delaminado y enviado para su fusión. La fusión se efectúa en un horno de inducción Ajax Magnathermic de baja frecuencia. El zinc líquido se transfiere por medio de una bomba de grafito a unos moldes elefante o a una máquina moldeadora automática Morward la cual moldea barras de 24 kg. Para reducir la oxidación del zinc durante la fusión del cátodo se usa cloruro de amonio, el cual junto con los óxidos formados (dross) son retirados de la superficie del baño y tratado en la Planta de Tratamiento de escorias en donde se clasifican las escarchas de la escoria propiamente dicha. La escoria es molida en un molino de barras para lograr separar el zinc metálico (granallas) de la escoria fina, la que es recuperada en filtros de bolsas y enviada a la Planta de Tostación para su dosificación con los concentrados de zinc.

Además de los equipos de fusión y moldeo ya detallados, se cuenta con dos pequeños hornos de inducción de baja frecuencia, para la producción de aleaciones. Los elementos de aleación se cargan directamente al horno moldeándose el producto en barras de 3,5 y 10 kg, respectivamente.

2.3.6.1 CELDAS ELECTROLITICAS

- Especificaciones de equipos

Sistema	Walker, en serie, el electrolito ingresa a cada celda individualmente.
Nº de Bloks	18 con 20 celdas c/u
Construcción de la Celda	Concreto 2,69 m x 0,77 m x 1,17 m de profundidad Forrado interiormente con Plomo con 0,05 % Te.
Número de electrodos	31 ánodos y 30 cátodos
Cátodos	Aluminio 1,07 m x 0,61 m x 4,7 cm
Ánodos	Aleación de plomo con 0,75 % de Ag 1,04 m x 0,60 m x 1,27 cm
Espacio entre ánodos	7,6 cm de centro a centro
Período de deposición	16 h
Producción	7,8 t por block/16 h de deposición
Producción cátodos Zn por día	210,0 t

- Análisis químico del electrolito

Análisis Químico (mg/L, *g/L)							
Zn*	Mn*	Co	Pb	Cd	Fe	Sb	Cl
48,0	5,0	0,2	2,2	0,13	5,0	0,02	140

Enfriadores: 6, con aire forzado

Temperatura: 36 °C – 28 °C

- Composición del Electrolito Gastado (Salida de Celdas)

Análisis Químico (mg/L, *g/L)								
H ₂ SO ₄ *	Zn*	Cu	Pb	Cd	Fe	Sb	*Mn	*Cl
164	40	0,1	5,2	0,2	4,8	0,02	5,0	0,13

- Adición de Reactivos

Goma	0,32 kg/t de cátodos producidos
Hidróxido de Bario	0,78 kg/t de cátodos producidos
Silicato de Sodio	1,35 kg/t de cátodos producidos

- Electricidad

Los electrodos en las celdas están conectados en paralelo a los blocks y las celdas eléctricamente colocadas en serie.

Rectificadores	2 Silicon A y B de 2 Bancos 1 Silicon Rectiformer C
Máximo amperaje	Silicon A, B 24,000 Silicon C 24,000
Amparaje de operación	22500 - 22000 A
Densidad de corriente	Catodo 650 A/m ² , máximo
Voltaje de celda	3,5
Eficiencia de corriente	89-90 %
KWh/kg de Zinc	3,93

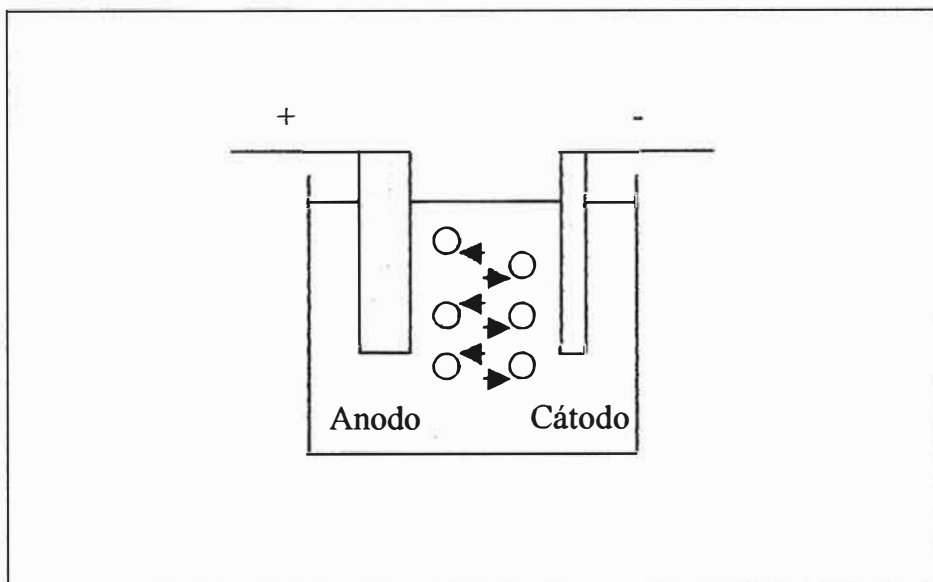
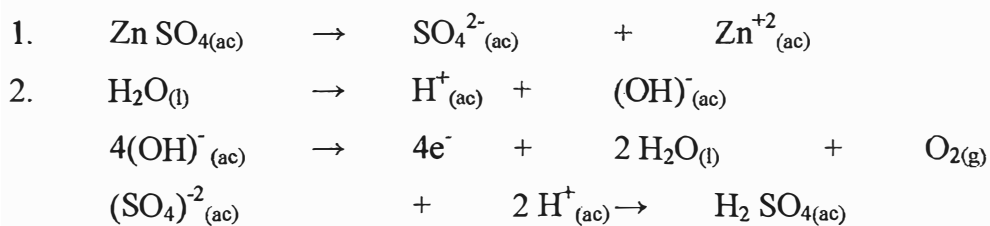


Figura 2.6 Esquema simplificado de la Electrólisis

- Reacciones Químicas



Ecuación resumida de la electrólisis:

Sulfato de zinc + Agua + Corriente Eléctrica → Acido sulfúrico+zinc+Oxígeno(g)

**2.3.7 FUNDICION Y MOLDEO**

Se carga los cátodos de zinc al horno por la parte superior, los cuales se van adicionando en función a la velocidad de fusión del horno. Luego, se inicia el bombeo del material fundido hacia la cuchara, una mariposa distribuye el líquido en forma uniforme sobre los moldes (lingote).

Durante el recorrido del lingote, existe un sistema de enfriamiento para evitar que se formen ampolladuras o huecos en la superficie del lingote.

- Especificaciones de equipos

Horno de Fundición de cátodos	1 Horno Magnathermic de Inducción de baja frecuencia
Aislamiento	Ladrillos refractarios
Capacidad del Baño	60 t
Moldeo	1 Máquina moldeadora Morward automática con 160 moldes
Agente escorificante	cloruro de amonio
Eficiencia de Fundición	96 %
Capacidad máximo de fusión	400 t/d de cátodos de zinc.

- Análisis químico de Zinc Moldeado (%)

Cu	Pb	Fe	Cd	Zn (por diferencia)
0,0007	0,0010	0,0002	0,0002	99,9979

2.4 DIAGRAMAS DE FLUJO PARA LA OBTENCIÓN DE ZINC

Los procesos desarrollados en la obtención de zinc anteriormente descritos se presentan en las Figuras 2.7 y 2.8 mostradas a continuación.

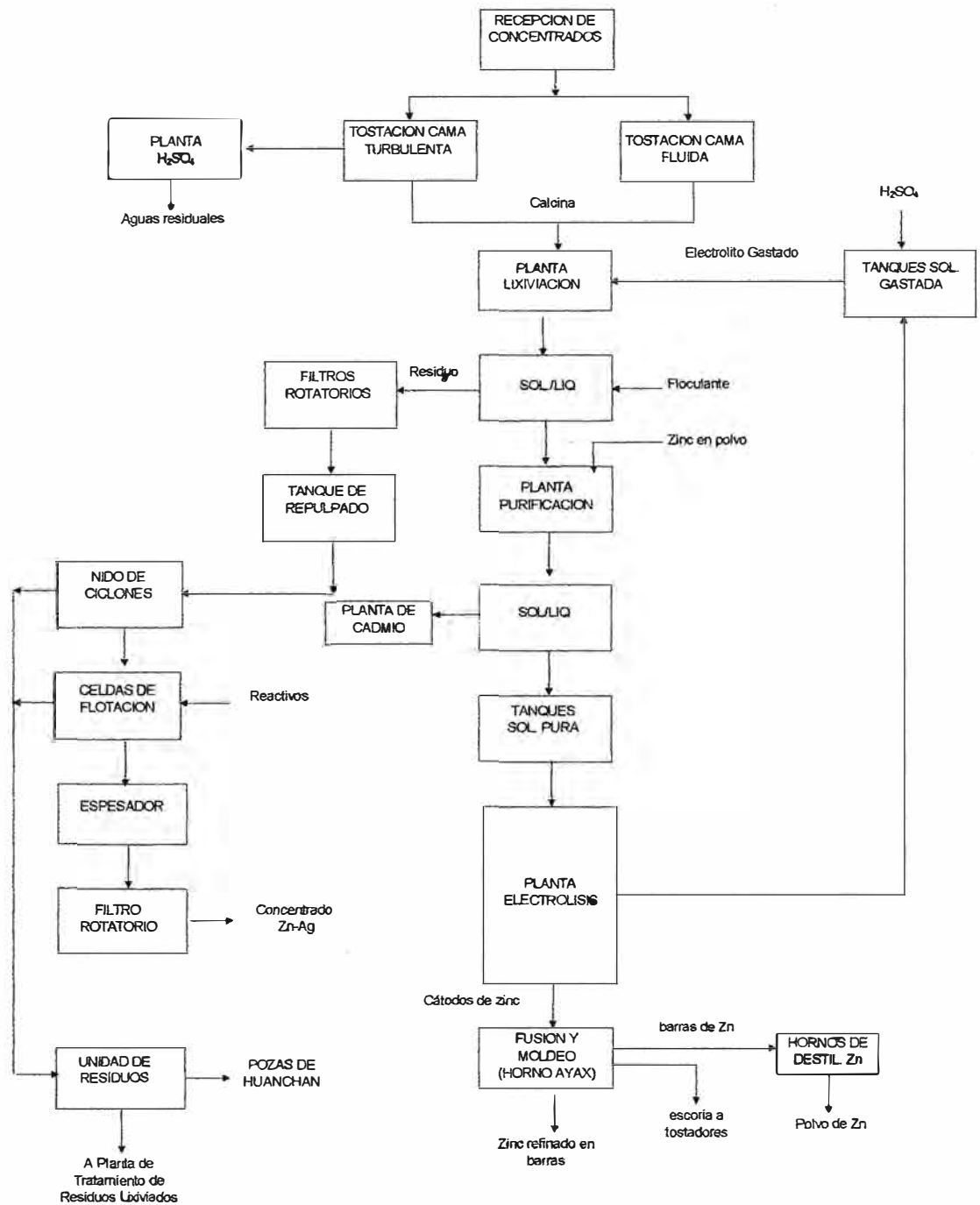


Figura 2.7 Diagrama de Flujo detallado del Circuito de Zinc.

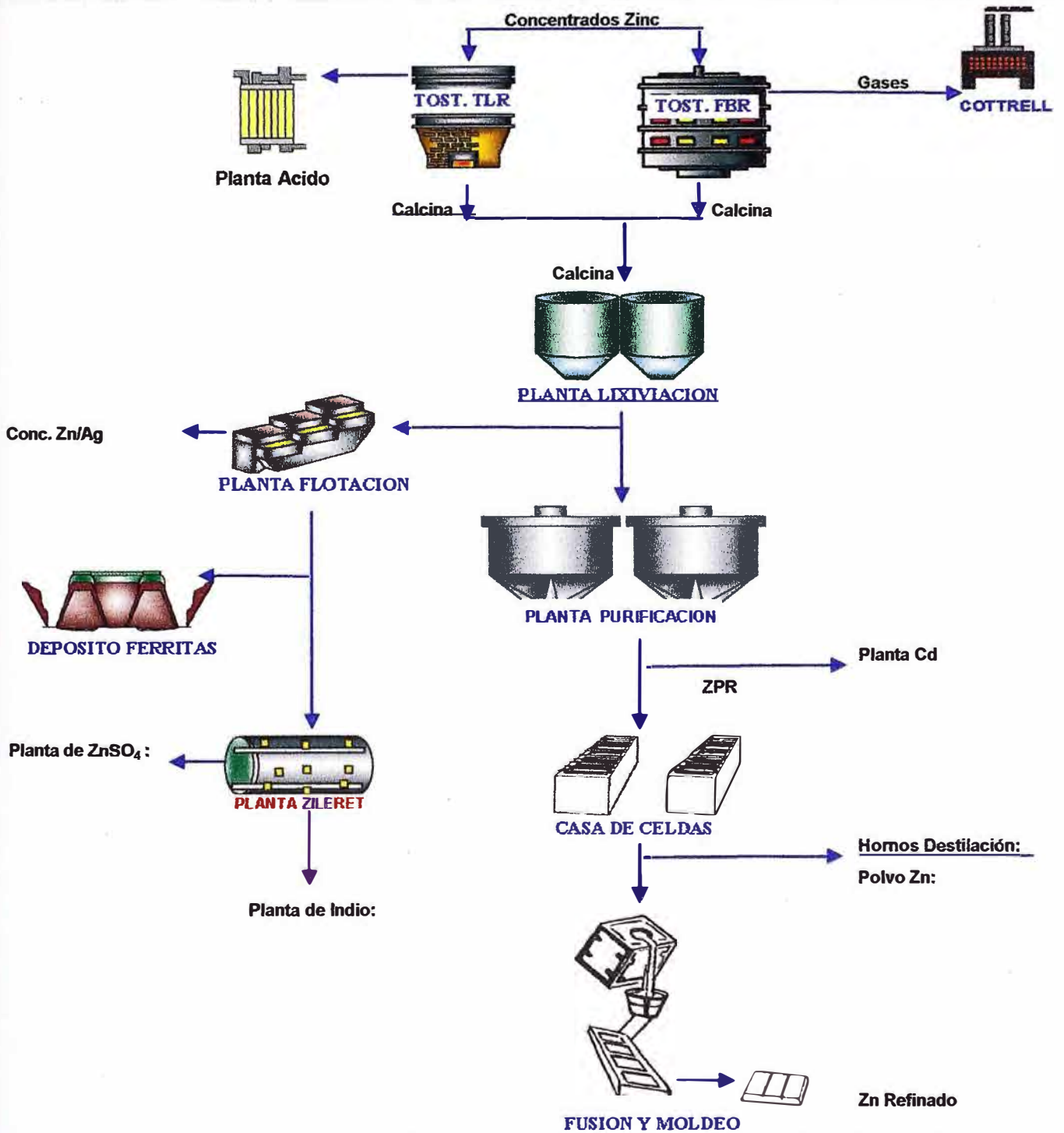


Figura 2.8 Diagrama de Flujo simplificado del Circuito de Zinc.

CAPITULO III

EVALUACIÓN DEL INCREMENTO DE OXÍGENO EN UN TOSTADOR DE LECHO FLUIDIZADO PARA CONCENTRADOS DE ZINC

3. TOSTADORES DE LECHO FLUIDIZADO

3.1. GENERALIDADES

La fluidización de lechos de partículas es una técnica que se ubica dentro de las reacciones sólido-fluido, mediante la cual una masa constituida por partículas sólidas dentro de un recipiente, en mayor o menor grado de división, adquiere la movilidad de un fluido, y se mantiene en suspensión por el empuje o tiro de un fluido que se desplaza en dirección vertical. Durante la fluidización un gas o un líquido se ponen en contacto con un sólido, reaccionan con él y lo transforman en un producto diferente al inicial.

Por ejemplo:

A (fluido) + B (sólido) → Productos { fluidos, sólidos, fluidos y sólidos }

Entre las principales características de las camas fluidizadas se pueden mencionar las siguientes:

- Están compuestas de una cama de sólidos en la parte inferior de la cámara de reacción.
- Debajo de la cama hay dispositivos (inyectores toberas) que distribuyen el aire sobre el área del tostador.
- A través de las toberas el gas reaccionante es forzado con una presión positiva.
- Los sólidos tratados son íntimamente y rápidamente mezclados con el gas que hace contacto con ellos. El flujo de gas crea el medio fluidizado.

- El material tostado (calcina) es continuamente descargado de la cama de sólidos fluidizados y del sistema de colección de polvos (caldera, ciclones, precipitadores electrostáticos). En la figura 3.1 se muestra el gráfico de un tostador de lecho fluidizado así como el la figura 3.2 se presenta el esquema del mismo.

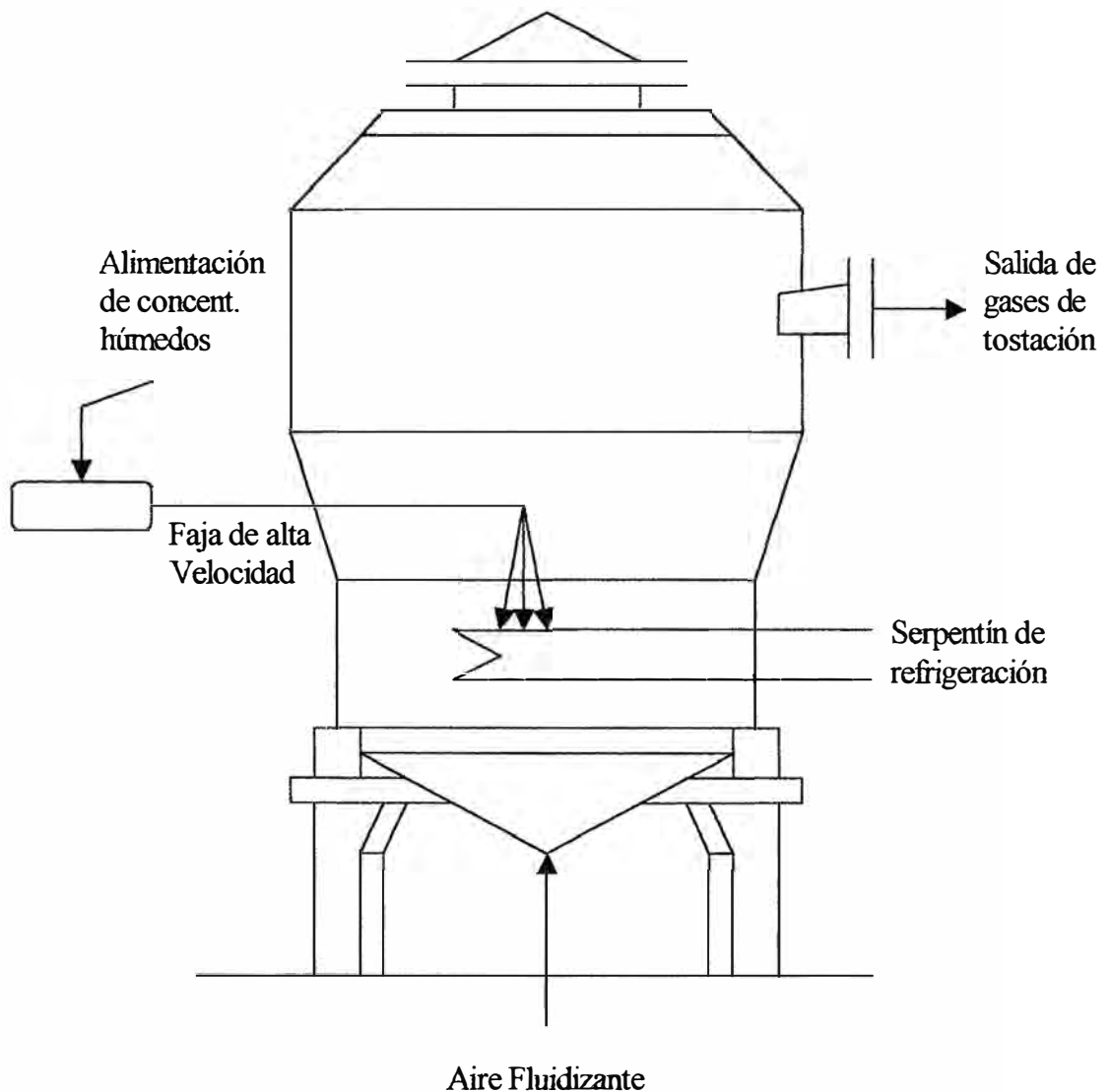


Figura 3.1 Tostador de Lecho Fluidizado

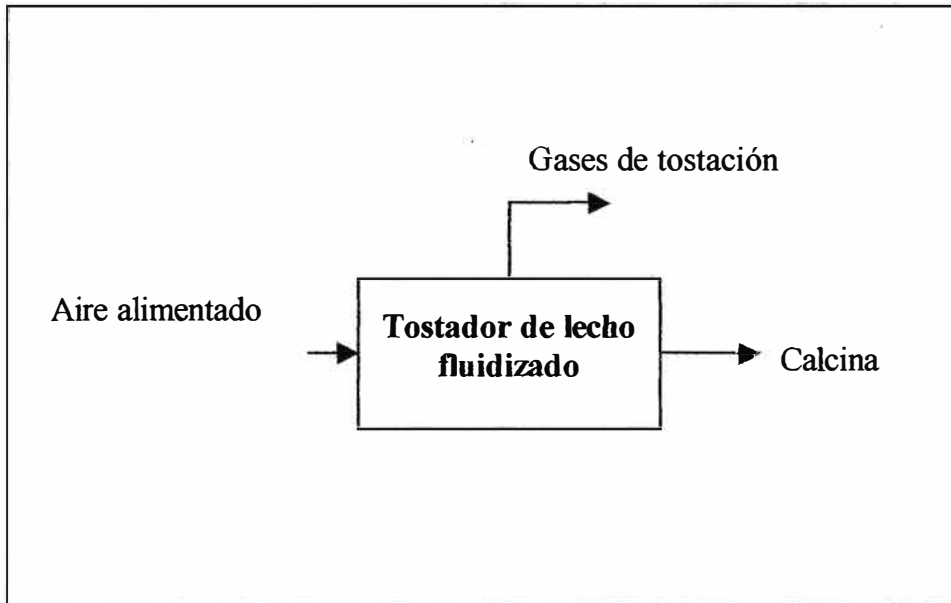


Figura 3.2 Esquema del Tostador de Lecho Fluidizado

Normalmente los sólidos que se usan están finamente divididos y el fluido más usado es el aire, dado que su adquisición no implica un gasto. Adicionalmente al proceso, el aire en el horno de tostación cumple tres funciones:

1. Acción mecánica:

Mantiene en suspensión el lecho, para favorecer la tostación cuando ingresan los concentrados.

2. Acción física:

Enfría o refrigera el tostador, eliminando el exceso de calor generado en la tostación.

3. Acción química:

Proporciona el oxígeno necesario para la oxidación de los sulfuros.

Durante la fluidización de la carga se puede observar que:

- A medida que el flujo del líquido aumenta, se incrementa la caída de presión, el lecho se expande ligeramente y las partículas comienzan a tener un cierto grado de libertad de movimiento.
- La verdadera fluidización se alcanza cuando la presión del fluido es igual que el peso del lecho por unidad de área; entonces, las partículas quedan

suspendidas en el flujo de gas. El estado fluidizado es una condición prácticamente estable, que puede ser mantenida indefinidamente.

- Si se aumenta el flujo del fluido muchas partículas acompañan al gas, produciéndose transporte neumático.

De las observaciones anteriores se deduce que el flujo del fluido (que da origen a la velocidad superficial) es una de las variables más importantes en la fluidización.

La cama de sólidos del lecho fluidizado cumple las siguientes funciones:

- Precalienta el flujo de aire
- Seca la carga alimentadora
- Precalienta y homogeniza los sólidos alimentados
- Prolonga la residencia de las partículas finas en la cama
- Transfiere calor a los serpentines refrigerantes, cuando se instalan en la cama.

3.2 MEZCLA Y FENÓMENOS DE TRANSPORTE

3.2.1 COMPORTAMIENTO DE LAS BURBUJAS DE AIRE

Las camas fluidizadas de los sistemas gas-sólido empleadas en los procesos de metalurgia extractiva están esencialmente compuestas de una fase de burbujas y una fase emulsión, y la conducta de las camas fluidizadas está estrechamente relacionada a la subida de las burbujas de gas, sin el conocimiento de las cuales es difícil entender las propiedades de la cama. El flujo de aire fluidizante introducido por el fondo de la cama es dividido en dos porciones: una porción de flujo de gas fluidizante va a través de la fase emulsión y el remanente asciende a través de la cama en forma de burbujas de gas.

En una cama fluidizada se puede estimar el cambio de tamaño y la frecuencia de las burbujas que ascienden en dirección vertical. Se sabe que el tamaño se incrementa y la frecuencia decrece durante el ascenso de las burbujas. Esto es debido principalmente a la coalescencia (unión-enlace) de las burbujas, lo cual es también observado en las camas fluidizadas en dos dimensiones.

Asi mismo:

1. Las burbujas inferiores son gradualmente aceleradas hacia arriba y la distancia entre dos burbujas decrece
2. En el curso de aproximación a las burbujas superiores, la velocidad de ascenso de las burbujas inferiores disminuye y llega a ser mínima cuando alcanza la parte inferior del borde de la estela de la burbuja superior
3. La burbuja inferior es acelerada otra vez cuando entra la estela y finalmente se forma solo una burbuja estable..

3.2.2 MEZCLA DE SÓLIDOS

La mezcla de partículas y gas dentro de una cama fluidizada gas-sólido es importante en la obtención de una cama uniforme y también en el control de la reacción. La mezcla es producida por el ascenso de las burbujas a través de la cama.

La mezcla de sólidos en una cama fluidizada depende mucho del rate de flujo del gas o la cantidad de exceso de flujo de gas, el cual asciende por la cama en forma de burbujas de gas.

El tiempo de residencia de las partículas depende de la altura de cama, el rate de alimentación de partículas y el rate del flujo de gases.

3.2.3 MEZCLA DE GASES

El flujo ascendente de gas en forma de burbujas y el flujo descendente acompañado por las partículas, forman un flujo cruzado de gas dentro de la nube formada entre las burbujas y la fase emulsión.

Las camas fluidizadas consisten de una fase emulsión y otra de burbujas que más tarde llega a un estado similar a la fluidización mínima.

3.2.4 TRANFERENCIA DE MASA

La transferencia de masa que ocurre en una cama fluidizada puede ser clasificada según:

1. Mezcla de sólidos y gases en la cama fluidizada.
2. Difusión de gas a través de la película límite en la superficie de las partículas.
3. Difusión de gas a través de la capa del producto de reacción en una partícula fluidizada.

La mezcla de sólidos y gases y la difusión de gas por los poros en una capa de producto reaccionante no es directamente afectado por las condiciones de fluidización.

De acuerdo al modelo de la cama burbujeante, el flujo de gas ascendente es muy lento en la fase emulsión y algunas veces llega a ser un flujo descendente en camas vigorosamente burbujeantes. Y puede ser razonable suponer que la contribución de la fase emulsión al total del flujo de gases puede ser omitida y el gas fresco que entra a la cama fluidizada lo hace en forma de burbujas.

3.2.5 TRANSFERENCIA DE CALOR

La transferencia de calor en una cama fluidizada puede darse entre el gas y las partículas, entre las paredes del reactor y la cama fluidizada y entre la cama fluidizada y la superficie de sólidos instalados dentro de la cama.

Con el progreso de las reacciones químicas que ocurren dentro de las partículas fluidizadas, una cantidad de calor es despedido o absorbido en la reacción de interfase y el calor es transferido a los alrededores de la parte gaseosa a través de la película límite de las partículas, el rate de transferencia de calor es importante como la base de la cinética de las reacciones que ocurren en la cama fluidizada.

3.3 VENTAJAS DE LOS TOSTADORES DE CAMA FLUIDIZADA

- Las reacciones ocurren a velocidades mayores que en otros tostadores, debido a que la agitación intensa de las partículas cargadas permite que el contenido de estas y el aire se incremente en forma notable.
- Debido al movimiento vigoroso de las partículas por el gas fluidizante, la cama es uniforme en cuanto a composición de las partículas y temperatura.

- Construcción y operación simples, que permiten un fácil control automático de las operaciones en forma continua.
- No posee partes móviles sometidas a esfuerzos y/o temperatura.
- Mucho mayor capacidad de tostación que otros hornos.
- Producción de gases de tostación con alto contenido de anhídrido sulfuroso, que permite que puedan ser tratados en plantas de Acido Sulfúrico sin quemar azufre adicionalmente.
- Operan en forma automática y permiten la recuperación de calor que se aprovecha en la generación de vapor y energía eléctrica.
- Se puede controlar el tiempo de residencia de las partículas que están siendo tostadas.
- Confiabilidad y estabilidad en operación.
- Facilidad de manejo de sólidos.

3.4 CALCULOS DEL INCREMENTO DE OXIGENO EN EL PROCESO DE TOSTACION

3.4.1 BALANCE DE MATERIA

- Condiciones de Tostación

Temperatura de tostación	960 °C
Contenido de Oxígeno en el gas de salida del tostador	4%...5% por volumen
Velocidad del gas en el tostador	0,65 m/s
Contenido de Humedad	10 %
Distribución de tamaño de partículas	100 % < 100 μ $d_{80} \leq 75 \mu$ $d_{50} \approx 50 \dots 60 \mu$
Tamaño actual	$d_{80} < 20 \mu$

- BASE DE CÁLCULO DEL BALANCE DE MATERIA:

$$\dot{m} \text{ concentrado} = 1\,100 \text{ t/d}$$

Donde:

$$\dot{m} = \text{flujo másico del concentrado de zinc}$$

- Composición de la alimentación (seco), % en masa

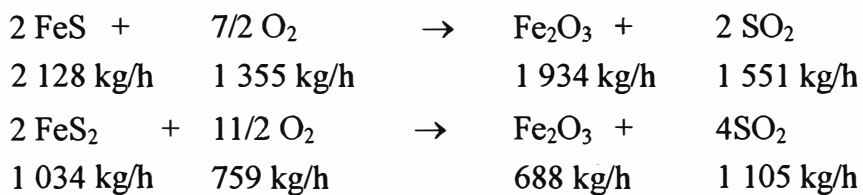
Zn	58
S	32
Fe	4
Pb	1
Cu	1
SiO ₂	4
Total	100

- Concentrado como compuestos, en kg/h

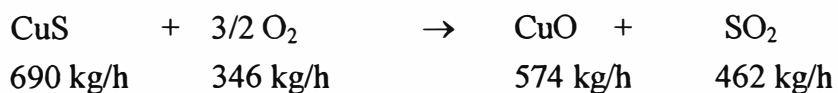
ZnS	39 619
FeS	2 128
FeS ₂	1 034
CuS	690
PbS	529
SiO ₂	1 833
Total	45 833

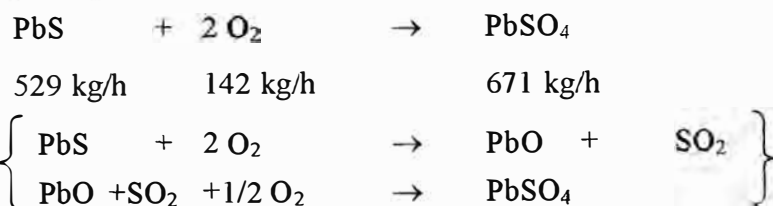
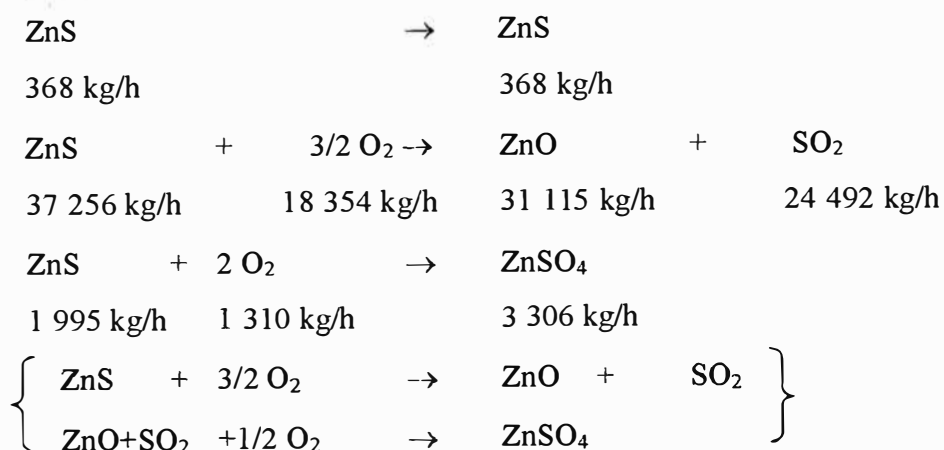
- BALANCE DE MATERIA SEGÚN LAS REACCIONES DE TOSTACIÓN:

Hierro

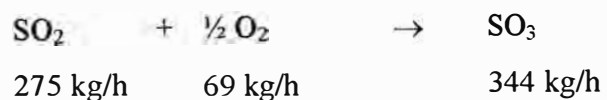


Cobre



Plomo**Silice****Zinc****Formación de SO₃ por oxidación de SO₂ en atmósfera de aire**

A partir de los datos obtenidos en la práctica operativa, se considera que aproximadamente el 1 % del SO₂ formado en las reacciones principales de oxidación de sulfuros, se transforma en SO₃ de acuerdo a la siguiente reacción:



En la tabla 3.1 se muestra un resumen del balance de materia, en kg/h.

Concentrado	Oxigeno	Calcina	SO ₂	Gas SO ₃	H ₂ O
2 128 FeS	1 355	1 934 Fe ₂ O ₃	1 551		
1 034 FeS ₂	759	688 Fe ₂ O ₃	1 105		
690 CuS	346	574 CuO	462		
529 PbS	142	671 PbSO ₄			
1 833 SiO ₂		1 833 SiO ₂			
368 ZnS		368 ZnS			
37 256 ZnS	18 354	31 115 ZnO	24 492		
1995 ZnS	1 310	3 306 ZnSO ₄			
4583 H ₂ O					4 583
50 416	22 266	40 489	27 610		4 583

1 % del SO₂ total se transformará en SO₃



	69		27 335	344	4 583
50 416	22 335	40 489	27 335	344	4 583

Tabla 3.1 Resumen del balance de materia

- EXCESO DE AIRE EN LA SALIDA DE GASES DE TOSTACIÓN

Se adicionará aire en exceso a la salida de los gases de tostación para obtener oxígeno al 5 % en volúmen, el que servirá para terminar de oxidar los 368 kg/h de sulfuro de zinc que no reaccionó en la tostación.

$$\text{O}_2 = 5 \% \text{ volumen}$$

- S/S - conversión a SO₂ → máximo
- S/ SO₄ - formación de sulfatos → mínimo

- BALANCE DE AZUFRE:

S, como S/S:	
ZnS = 368 kg/h	S/S = 121 kg/h ~ 0,298%

S, como S/SO ₄ :	
PbSO ₄ = 671 kg/h	S/SO ₄ = 71 kg/h
ZnSO ₄ = 3 306 kg/h	S/SO ₄ = 656 kg/h
} ~ 1,8 %	

Del balance de materia se tiene:

Consumo de Oxígeno: 22 335 kg/h

Aire húmedo: 0,02 kg H₂O/Nm³ aire seco

- COMPOSICIÓN DEL AIRE:

Compuesto	% vol.	% masa
O ₂	20,44	22,9
N ₂	77,13	75,6
H ₂ O	2,43	1,53

- VOLUMEN DE AIRE: (ESTEQUIOMÉTRICO)

Compuesto	kg/h	Nm ³ /h
O ₂	22 335	15 619
N ₂	73 735	58 988
H ₂ O	1 492	1 856
Total	97 533	76 463

- SALIDA DE GASES DE TOSTACIÓN:

Compuesto	kg/h	Nm ³ /h
SO ₂	27 335	9 329
SO ₃	344	96
O ₂	0	0
N ₂	73 735	58 988
H ₂ O	6 075	7 556
Total	107 489	75 969

- CALCULO DEL VOLUMEN DE AIRE EN EXCESO PARA OBTENER OXIGENO AL 5 % EN VOLUMEN

En la figura 3.3 se muestra el esquema para el cálculo del volúmen de aire en exceso.

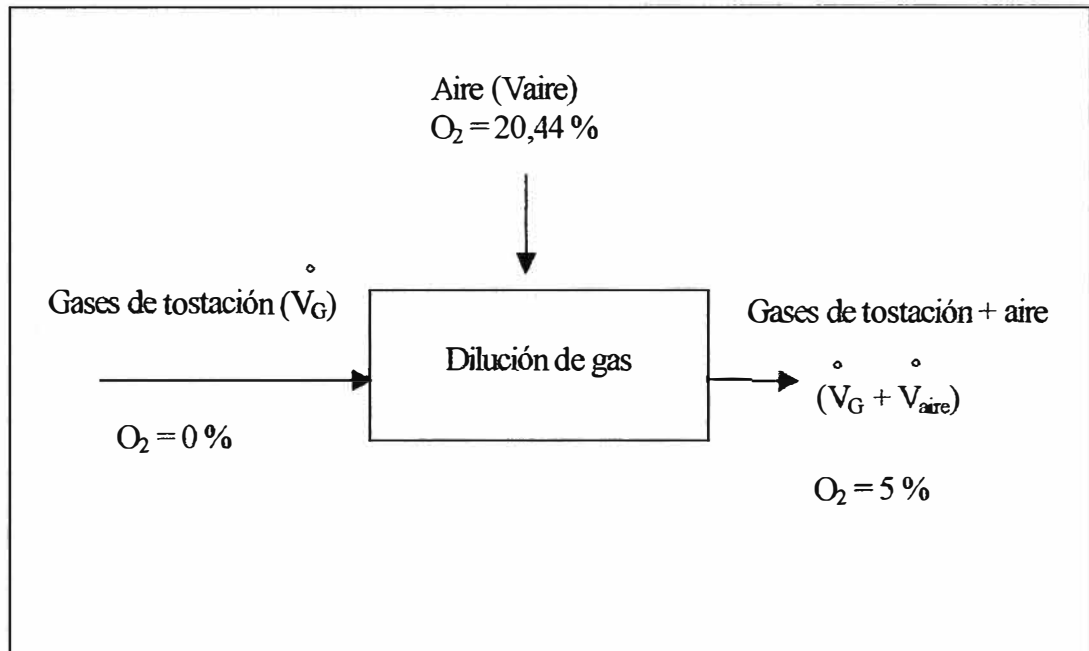


Figura 3.3 Esquema del balance de oxígeno

$$\dot{V}_G \cdot 0 + \dot{V}_{\text{aire}} \cdot 0,2044 = (\dot{V}_G + \dot{V}_{\text{aire}}) \cdot 0,05$$

$$\dot{V}_{\text{aire}} = \frac{\dot{V}_G \cdot 0,05}{(0,2044 - 0,05)}$$

$$\dot{V}_{\text{aire}} = \frac{75969 \text{ Nm}^3/\text{h} \cdot 0,05}{(0,2044 - 0,05)}$$

$$\dot{V}_{\text{aire}} = 24\,601 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

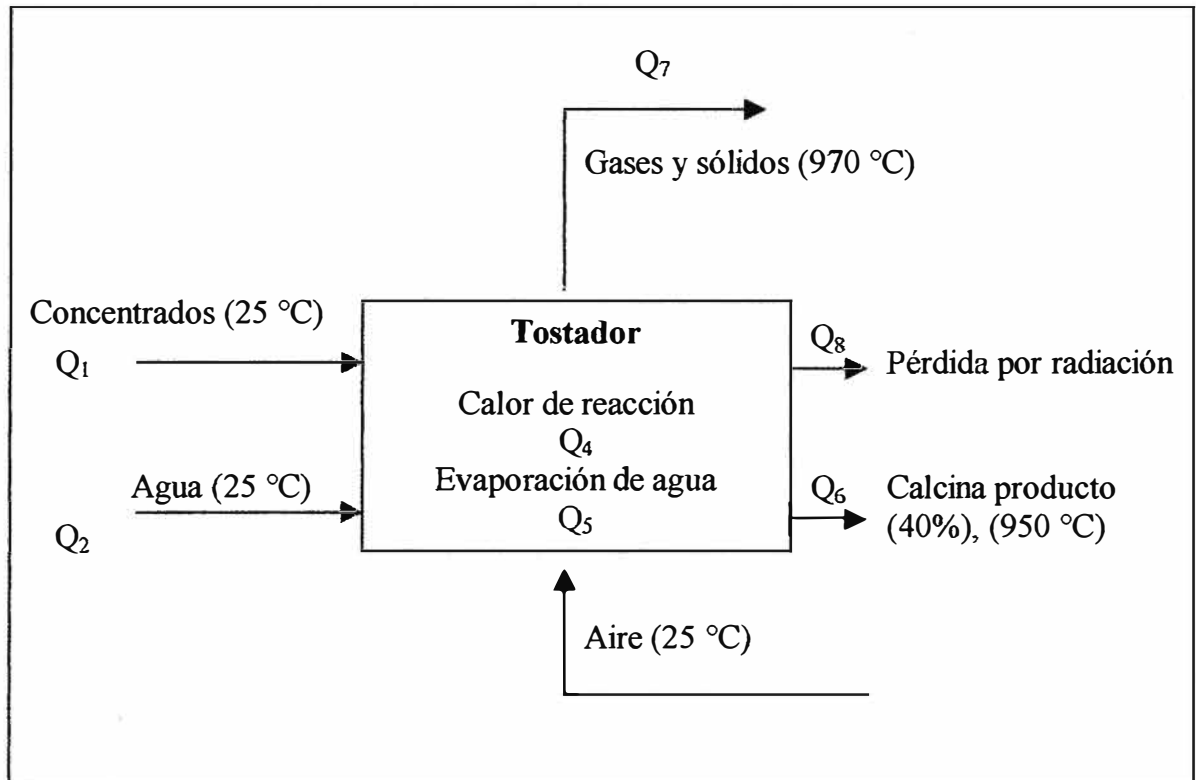


Figura 3.4 Esquema del balance de calor en el tostador

Datos:

$$\dot{m}_{\text{concentrados}} = \dot{m}_1 = 45\,833 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{m}_{\text{agua}} = \dot{m}_2 = 4\,583 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{V}_{\text{aire}} = \dot{V}_3 = 101\,064 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\dot{m}_{\text{calcina}} = \dot{m}_6 = 16\,196 \text{ Kg/h}$$

$$\dot{V}_{\text{gases}} = \dot{V}_7 = 100\,570 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$\dot{m}_{\text{sólidos}} = \dot{m}_7 = 24\,293 \text{ Kg/h}$$

Formula General:

$$Q = m \cdot c_p \cdot (\Delta t)$$

donde,

Q = calor, en Mj

m = masa

C_p = capacidad calorífica a presión constante

Δt = temperatura, en $^{\circ}\text{C}$

Balance de entradas:

$$Q_1 = \dot{m}_1 \cdot c_p \cdot (25-25) = 0 \text{ Mj/h}$$

$$Q_2 = \dot{m}_2 \cdot c_p \cdot (25-25) = 0 \text{ Mj/h}$$

$$Q_3 = \dot{V}_3 \cdot c_p \cdot (25-25) = 0 \text{ Mj/h}$$

$$Q_4 = 313\,000 \text{ Mj/h}$$

$$Q_{\text{entradas}} = 213\,000 \text{ Mj/h}$$

Balance de salidas:

$$Q_5 = \dot{m}_2 \cdot 2\,441 \text{ kJ/kg} = 11\,187 \text{ Mj/h}$$

$$Q_6 = \dot{m}_6 \cdot c_p \cdot (950-25) = 9\,346 \text{ Mj/h}$$

$$Q_7 = \dot{V}_7 \cdot c_p \cdot (970-25) + \dot{m}_7 \cdot c_p \cdot (970-25) = 158\,524 \text{ Mj/h}$$

$$Q_8 = 4\,260 \text{ Mj/h}$$

$$Q_{\text{salidas}} = 183\,317 \text{ Mj/h}$$

$$\Delta Q = Q_{\text{entradas}} - Q_{\text{salidas}}$$

$\Delta Q = 29\,683 \text{ Mj/h}$ (calor sobrante)
--

- BALANCE DE CALOR EN LOS SERPENTINES DE ENFRIAMIENTO

El calor transferido a los serpentines de enfriamiento se realiza asumiendo las siguientes condiciones:

Enfriamiento medio:	<ul style="list-style-type: none"> - Agua en la olla a 40 bar (250 °C) - Operación sobre el punto de rocío(190 °C ... 210 °C) - Coeficiente de transferencia de calor: 1 050 kJ/m²h °C
Temp. de la cama:	Temperatura uniforme debido a la cama fluidizante $t_1 = 950 \text{ °C}$
Temp. del vapor de agua:	$t_2 = 250 \text{ °C}$ y $p_2 = 40 \text{ bar}$
Temp. de la mezcla:	$\Delta t_m = t_1 - t_2 = 950-250 = 700 \text{ °C}$

Calor Transferido:

$$\Delta Q = K \cdot A \cdot \Delta t_m$$

donde,

ΔQ = calor, en kj

K = Coeficiente de transferencia de calor, en $\text{kJ/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$

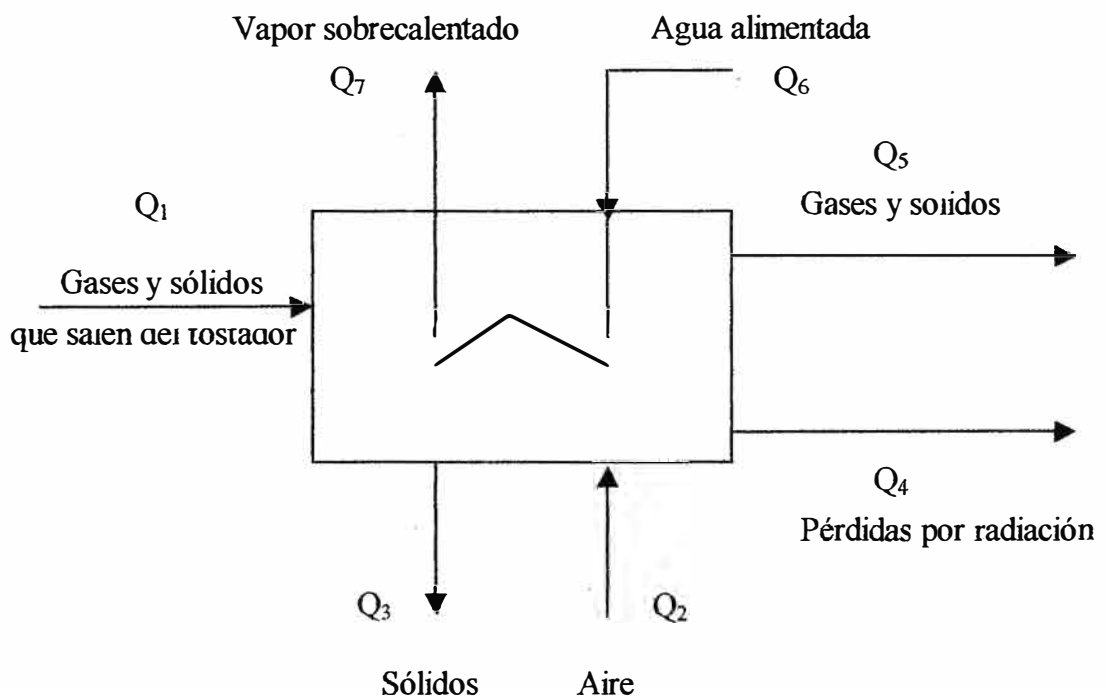
A = Area, en m^2

Δt_m = Temperatura, en $^\circ\text{C}$

$$A = \frac{\Delta Q}{K \cdot \Delta t_m} = \frac{29\,683\,000}{1050 \cdot 700} [\text{kJm}^2\text{h}^\circ\text{C}/\text{hkJ}^\circ\text{C}]$$

$$A = 40,4 \text{ m}^2$$

- BALANCE DE CALOR RESIDUAL EN LA CALDERA (REFERIDO A 25°C)



Datos:

Caldera equipada con:	* Dispositivos para limpieza de empaquetaduras * Transmisión de aire de enfriamiento para la descarga de la calcina.
Gases y sólidos que salen del tostador	$t_1 = 970 \text{ }^\circ\text{C}$ $\dot{V}_{\text{gases}} = \dot{V}_1 = 100\,570 \text{ Nm}^3/\text{h}$ $\dot{m}_{\text{sólido}} = \dot{m}_1 = 0.6 (40489) = 24\,293 \text{ kg/h}$ $Q_1 = 158\,524 \text{ Mj/h}$
Aire	$\dot{V}_{\text{aire}} = \dot{V}_2 = 1\,000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ $t_2 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ $Q_2 = 0$
Sólidos	$t_3 = 550 \text{ }^\circ\text{C}$ $\dot{m}_{\text{sólido}} = \dot{m}_3 = 8\,098 \text{ Kg/h}$ $Q_3 = 2\,480 \text{ Mj/h}$
Pérdidas por radiación	$Q_4 = 2\,378 \text{ Mj/h}$
Salida de gases y sólidos	$t_5 = 350 \text{ }^\circ\text{C}$ $\dot{V}_{\text{gases}} = \dot{V}_5 = 101\,570 \text{ Nm}^3/\text{h}$ $\dot{m}_{\text{sólido}} = \dot{m}_5 = 16\,195 \text{ kg/h}$ $Q_5 = 49\,089 \text{ Mj/h}$
Agua alimentada	$t_6 = 104 \text{ }^\circ\text{C}$ $h_6 = 439 \text{ kj/kg}$
Vapor sobrecalentado	$p_7 = 40 \text{ bar}$ $t_7 = 350 \text{ }^\circ\text{C}$ $h_7 = 3\,090 \text{ kj/kg}$

$$\begin{aligned}
 & \text{Entradas} = \text{Salidas} \\
 Q_1 + Q_2 & = Q_3 + Q_4 + Q_5 \\
 \Delta Q & = (Q_3 + Q_4 + Q_5) - (Q_1 + Q_2) \\
 \Delta Q & = (2\,480 + 2\,378 + 49\,089) - (158\,524 + 0) \\
 \Delta Q & = 104\,577 \text{ Mj/h}
 \end{aligned}$$

Vapor producido en la olla:

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = \frac{\Delta Q}{h_7'' - h_6'} = \frac{104\,577\,000}{(3090 - 439)} \left[\frac{\text{kJ} \cdot \text{kg}}{\text{h} \cdot \text{kJ}} \right]$$

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = 39\,448 \text{ Kg/h}$$

Vapor producido en los tubos de enfriamiento del tostador :

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = \frac{\Delta Q}{h_7'' - h_6'} = \frac{29\,683\,000}{(3090 - 439)} \left[\frac{\text{kJ} \cdot \text{kg}}{\text{h} \cdot \text{kJ}} \right]$$

$$\dot{m}_{\text{vapor}} = 11\,197 \text{ Kg/h}$$

TOTAL : $\dot{m}_{\text{vapor}} = 39\,448 + 11\,197$

$\dot{m}_{\text{vapor}} = 50\,645 \text{ Kg/h}$

En las Figura 3.5 se presenta el perfil del control de temperatura en la caldera de calor residual, correspondiente al tratamiento de 1100 t/d de concentrado considerando el flujo másico de los gases y sólidos obtenidos del balance energético.

Así mismo, en la Figura 3.6 se muestra la velocidad de enfriamiento en el serpentín de enfriamiento tomando como referencia un área de transferencia de calor 40,4 m².

Perfil de Temperatura

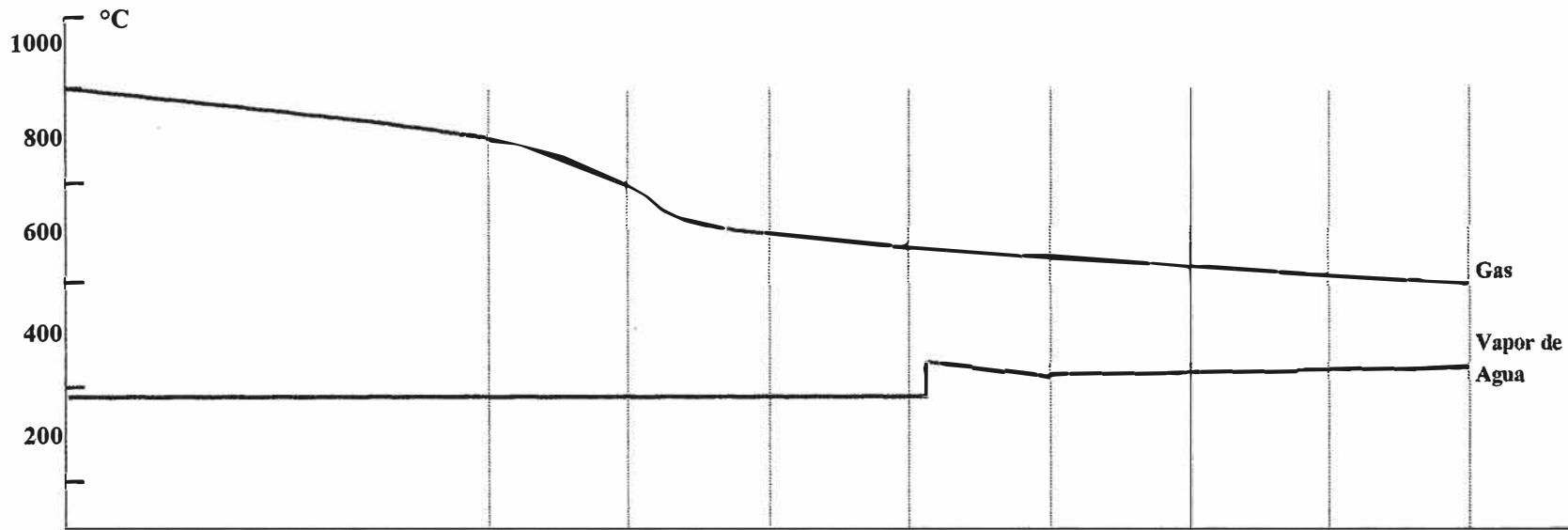
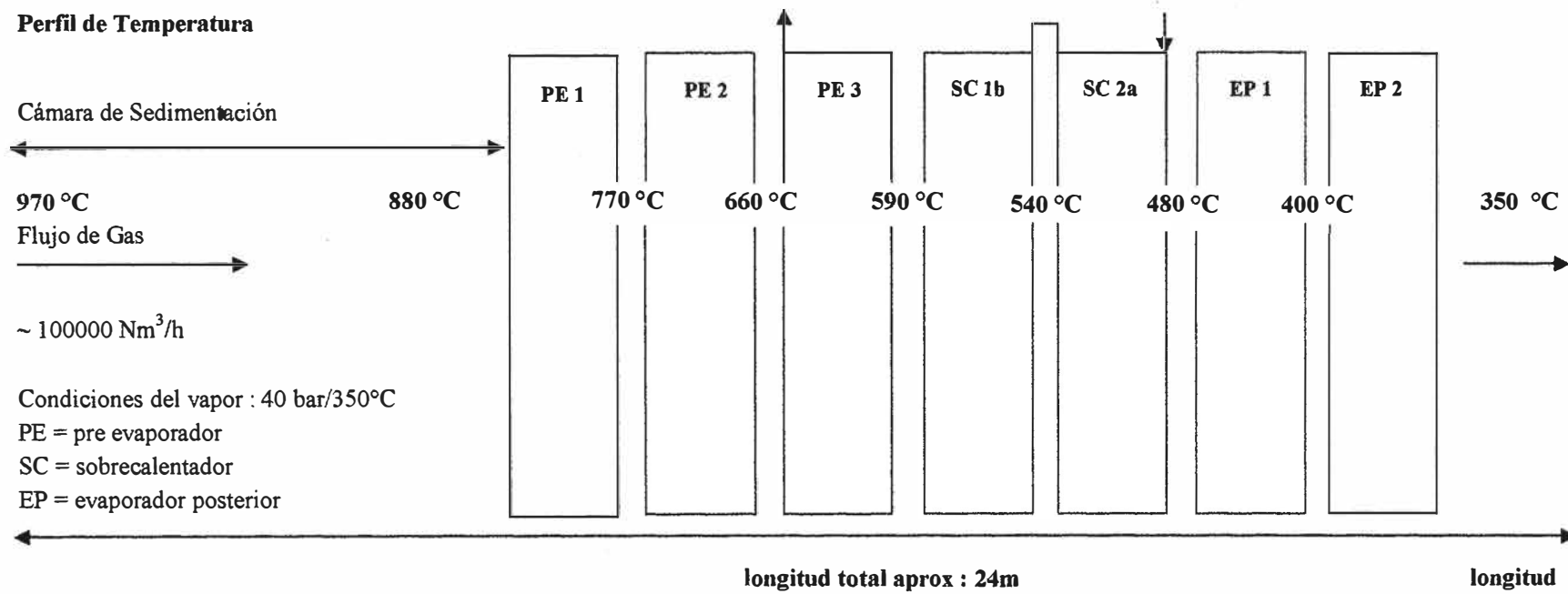


Figura 3.5 Perfil de Temperatura en la Caldera de Calor residual para 1100 t/d de concentrado de Zinc

Perfil de Velocidad

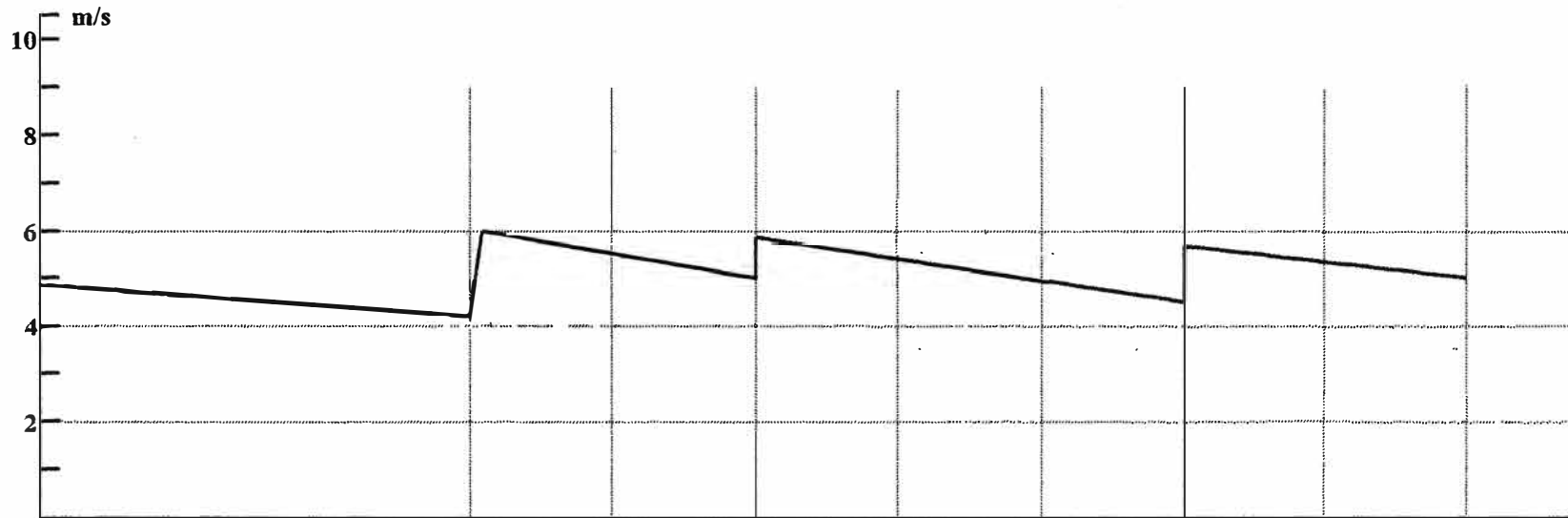
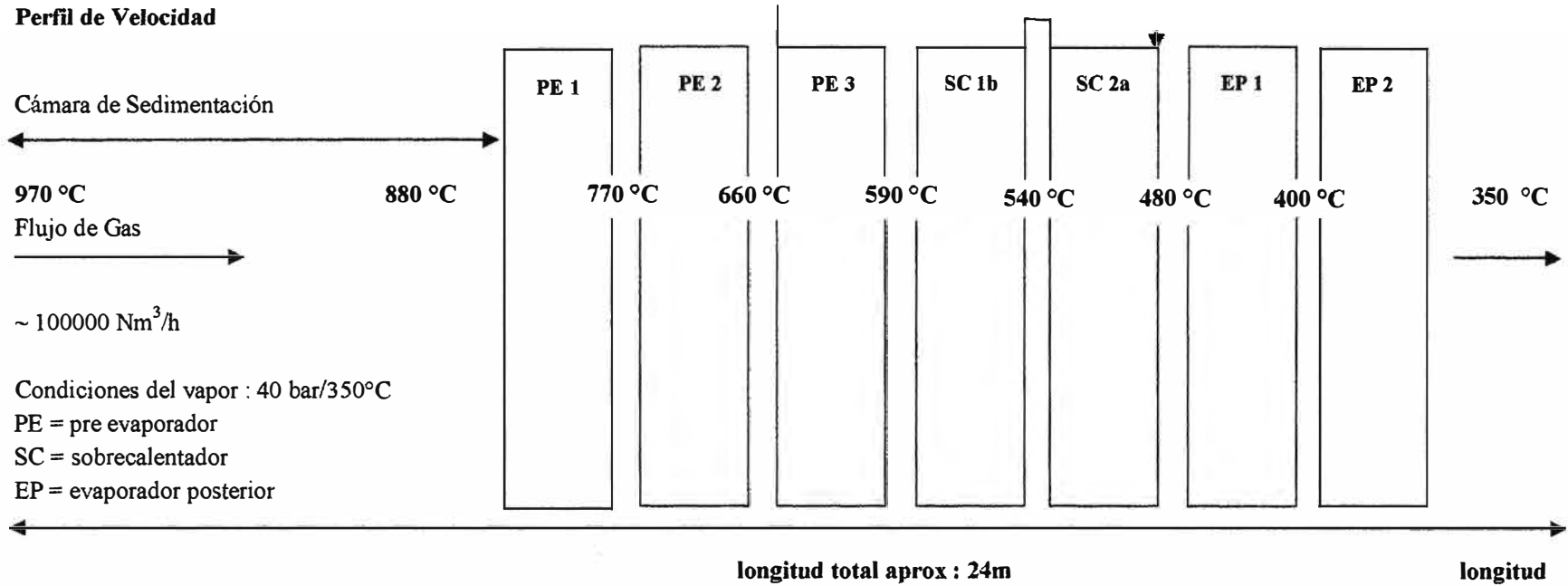


Figura 3.6 Perfil de Velocidad en la Caldera de Calor residual para 1100 t/d de concentrado de Zinc

CAPITULO IV

CONCLUSIONES

1. La adición de aire en exceso a la salida de los gases de tostación para obtener oxígeno al 5 % en volúmen, sirve para completar la oxidación de 368 kg/h de sulfuro de zinc que no reaccionan en el tostador de lecho fluidizado
2. El tostador de lecho fluidizado, se encarga de tostar los sulfuros, para lo cual el tostador está compuesto de una cama de sólido en la parte inferior de la cámara de reacción, a través de la cual el gas reaccionante (aire), es forzado con una presión positiva; debajo de la cama hay dispositivos (inyectores) que distribuyen el aire sobre el área del tostador. El producto del tostador (calcina) es continuamente descargada de la cama de sólidos fluidizados y del sistema de colección de polvo: caldera, ciclones y precipitador electrostático.
3. La operación de la cama fluidizada se caracteriza básicamente por el hecho que los sólidos en tratamiento son íntima y rápidamente mezclados con el gas que hace contacto con ellos. El flujo de gas crea el medio y aporta la energía necesaria para dicha mezcla y en adición suministra el reactante químico al sistema.
4. Las condiciones bajo las cuales se generan las camas fluidizadas y la conducta especial de sólidos y gases en suspensión depende de una compleja inter-relación de factores, dentro de los cuales el más importante es el diámetro de las partículas y la velocidad superficial del gas.
5. La característica más interesante de la cama fluidizada, es que permite una oxidación de los sulfuros empleando pequeños excesos de aire sobre los requeridos, dando lugar a que exista mas calor (producido por la oxidación) del que puede eliminarse por los productos finales de la reacción.
6. Se ha colocado una caldera a la salida de gases del tostador, la cual tiene tres objetivos: por un lado utiliza el calor contenido en los gases para

producir vapor de agua el cual es recuperado. Por otro lado, sirve como cámara de reacción para el sulfuro de zinc que no ha reaccionado en el tostador y el exceso de oxígeno contenido en el aire inyectado al ingreso de la caldera y, finalmente enfria los gases y precipita parte del polvo acarreado conjuntamente con los gases.

7. Si hay insuficiencia de aire total para la oxidación, los sulfuros de hierro se tuestan de preferencia en detrimento de los sulfuros de zinc. Como corolario cualquier cantidad de sulfuros en la calcina serán de zinc.
8. La oxidación completa de los sulfuros de zinc requiere el 130 % sobre el aire teórico requerido para oxidar todos los constituyentes metálicos.
9. El grado de oxidación del sulfuro de zinc es menor que el del hierro, por lo tanto conviene más exceso de aire para obtener calcina altamente desulfurizada.
10. Los sulfuros de zinc son autógenos y justamente el tostador de cama fluidizada se caracteriza por liberar más calor del que puede ser eliminado por los productos de tostación, esto implica la necesidad de refrigerar el tostador razón por la cual se le ha instalado un sistema de refrigeración por medio de un serpentín de enfriamiento, el cual tiene por finalidad absorber aproximadamente el 20 % del poder calorífico desprendido de las reacciones de tostación logrando de este modo amortiguar la operación total de la caldera.
11. Los gases producto de la tostación, juntamente con los polvos se utilizan para la producción de vapor tratado en la caldera, que al mismo tiempo también recupera la calcina arrastrada por los gases y los enfría para su posterior utilización.
12. Los gases limpios previamente enfriados a 350 °C con una concentración de SO_2 de 9,28 %, son enviados a la Planta de Ácido Sulfúrico.

RECOMENDACIONES

1. Aplicación a nivel industrial por las siguientes razones:

Costo de inversión cero por el empleo de equipos y recursos existentes.

La alternativa propuesta promueve una elevada oxidación de los sulfuros de zinc presentes en los concentrados a través de la mezcla de un exceso de aire con los gases generados por la tostación.

2. A partir de los datos obtenidos con el desarrollo del balance de materia y energía, desarrollar modelos metalúrgicos de simulación del proceso a fin de garantizar el control de flujos másicos y de transferencia de calor durante el escalamiento del proceso a nivel piloto e industrial.
3. Automatizar el sistema de control del proceso con el empleo de PLCs interconectada a instrumentos como sensores, válvulas y accesorios complementarios.

BIBLIOGRAFIA

1. Butts, Allison. "Metallurgical Problems" Ed. McGraw-Hill Book Company Inc., New York / Londres 1943.
2. Granger Brown, George. "Operaciones Básicas de la Ingeniería Química". Editorial Marin S.A., pag.106/117, 117/130. Nicaragua 1985-1995
3. Martin, G.J / Khoun, R., " Mineralogical Observations of Roaster Feed and Roaster Feed Material" , Mineralogical Reference No. ZC96/12, Gold Fields Laboratories Limited. 17 May, 1996.
4. Metsarinta, M.L. "Report of Calcine Microstructure in zinc Roaster", Internal Report 99100-ORC-T, Outokumpu Research Oy, Pori, 1999
5. Shull, M.I/ P. Ellis / Kleyenstuber, A.S.E. " Phase Chemical Investigation of Products from Roaster 1 and 2 at Zincor, Springs", project No. 029942C, Mineralogy and Process Chemistry Division, Mintek, Randburg, South Africa, 23 June, 1995.
6. J.M.Smith, Van Ness. "Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química". Ed. McGraw-Hill Book Company Inc., pag.723/728. 1997