

UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS Fundada en 1551

FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA, METALURGICA Y GEOGRAFICA

E.A.P DE INGENIERIA METALURGICA

Reducción de plomo y cadmio en los humos de la fundición de plomo de la Oroya

TESIS para optar el Título de INGENIERO METALÚRGICO

AUTOR

CARLOS ENRIQUE NONALAYA SOTO

LIMA - PERU 2002

DEDICATORIA

A mis padres FRANCISCO Y LUCINDA
por su infinito apoyo a lo largo de todas
mis metas emprendidas.

AGRADECIMIENTO

Presento mi agradecimiento de este trabajo de investigación a mi ALMA MATER, la UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS que me formó académica y profesionalmente, a la Empresa DOE RUN PERU – La Oroya Division, a los Ingenieros de la Planta de Cottrell Central que conforman el Proyecto Cottrell Central y finalmente al Instituto de Investigación de la Facultad de Geología, Minas, Metalurgia y Ciencias Geográficas por el constante apoyo brindado.

RESUMEN

INTRODUCCION

CAPITULO I : PROCESOS DE RECUPERACION DE POLVOS.

1.1 Procesos Gravitacionales.

- 1.1.1 Precipitación por Expansión.
 - 1.1.1.1 Ductos
 - 1.1.1.2 Cámaras.
- 1.1.2 Precipitación por Centrifugación.
 - 1.1.2.1 Ciclones.
 - 1.1.2.2 Multiciclones.
- 1.1.3 Filtración.
 - 1.1.3.1 Bag Houses.
- 1.1.4 Precipitación Hidrometalúrgica.
 - 1.1.4.1 Scrubbers.
- 1.1.5 Precipitación Electrostática.
 - 1.1.5.1 Precipitadores Eléctricos o Cottrelles.

CAPITULO II : DESCRIPCION DEL PROCESO.

2.1 Descripción del Proceso Actual.

- 2.1.1 Precipitador Electrostático.
 - 2.1.1.1 Cottrell Central.
- 2.1.2 Fundamento.
- 2.1.3 Tipos de Cottrelles.
- 2.1.4 Eficiencia y Resistividad.
 - 2.1.4.1 Eficiencia de Recolección.
 - 2.1.4.2 Resistividad.
- 2.1.5 Acondicionamiento.

2.2 Circuitos Actuales.

- 2.2.1 Circuito de Tostadores de Cobre.
 - 2.2.1.1 Características.
 - 2.2.1.2 Condiciones Actuales.
 - 2.2.1.3 Cottrell de Arsénico.
- 2.2.2 Circuito de Reverbero de Cobre N°2 y Espumado de Cobre.
 - 2.2.2.1 Características
 - 2.2.2.2 Condiciones oxy - fuel.
 - 2.2.2.3 Sobredimensionamiento del Ducto del Reverbero de Cobre N°2.
- 2.2.3 Circuito de Convertidores de Cobre y Aglomeración de Plomo.
 - 2.2.3.1 Características.
 - 2.2.3.2 Condiciones Actuales.

- 2.2.4 Circuito de Hornos de Plomo.
 - 2.2.4.1 Características.
 - 2.2.4.2 Condiciones Actuales.
- 2.2.5 Circuito de Tostadores de Zinc.
 - 2.2.5.1 Características.
 - 2.2.5.2 Condiciones Actuales.
- 2.2.6 Circuito de Residuos Anódicos.
 - 2.2.6.1 Características
 - 2.2.6.2 Condiciones Actuales.

CAPITULO III : DESCRIPCION DEL PROCESO PROPUESTO.

3.1 Modificación y mejoramiento propuesto del Circuito de Hornos de Plomo.

- 3.1.1 Eliminación de la Cámara de Expansión de Hornos de Plomo (LBF)
- 3.1.2 Repotenciación en el Voltaje de las Unidades de Precipitación Electrostática del Circuito de Hornos de Plomo.

3.2 Optimización de la recuperación de Cadmio y Plomo de los polvos del LBF.

- 3.2.1 Recuperación Actual.
- 3.2.2 Propuesta para una recuperación futura.
 - 3.2.2.1 Opción 1: Nuevo direccionamiento y proceso de los polvos del LBF a la Planta de Cadmio N°2.
 - 3.2.2.2 Opción 2: Ampliación de la Planta de Cadmio N°2.
 - 3.2.2.3 Opción 3: Tratamiento por fusión reductora de los polvos del LBF con la instalación del Horno Rotativo Corto (SRF).

3.3 Sistema propuesto de filtración de los polvos de la Planta de Residuos Anódicos (PRA).

- 3.3.1 Descripción del sistema de precipitación actual.
- 3.3.2 Descripción del sistema de filtración propuesto.

CAPITULO IV : INGENIERIA DEL NUEVO PROCESO.

4.1 Cálculos Generales del Precipitador Electrostático.

- 4.1.1 Cálculo del área neta de precipitación.
 - 4.1.1.1 Área neta de precipitación de una placa.
 - 4.1.1.1.1 Cálculo del área de deposición de polvo.
 - 4.1.1.1.2 Cálculo del área de deposición de polvo (superficie delantera).
 - 4.1.1.1.3 Cálculo del área de deposición de polvo (superficie trasera).
 - 4.1.1.1.4 Cálculo del área neta de una placa colectora de precipitación.
 - 4.1.1.1.5 Cálculo del área neta de precipitación de un electrodo.
 - 4.1.1.1.6 Cálculo del área neta de precipitación de una sección.

- 4.1.1.1.7 Cálculo del área neta de precipitación por placa.
- 4.1.1.1.8 Cálculo del área neta de precipitación de todos los electrodos.
- 4.1.1.1.9 Cálculo del área neta de precipitación de una unidad.
- 4.1.2 Cálculo de eficiencia por circuitos de las Unidades de Precipitación del Cottrell Central.

4.2 Cálculos de Transporte de Material Particulado.

- 4.2.1 Condiciones técnicas.
 - 4.2.1.1 Balance de materia del Circuito de Plomo.
 - 4.2.1.2 Cálculo de las T.M.S de polvo pasante por los Ductos de Aglomeración, Hornos de Plomo y Residuos Anódicos.
 - 4.2.1.2.1 Cálculo de las T.M.S de polvo pasante por el Ducto de Aglomeración.
 - 4.2.1.2.1.1 Cálculo de la presión absoluta.
 - 4.2.1.2.1.2 Cálculo de la velocidad.
 - 4.2.1.2.1.3 Cálculo de flujo ($\text{m}^3 / \text{minuto}$).
 - 4.2.1.2.1.4 Cálculo del flujo a C.N ($\text{m}^3 / \text{día}$).
 - 4.2.1.2.1.5 Contenido de polvo en el filtro.
 - 4.2.1.2.1.6 Cálculo del volumen aspirado.
 - 4.2.1.2.1.7 Cálculo del volumen a C.N.
 - 4.2.1.2.1.8 Cálculo de los gramos de polvo / m^3 depositado.
 - 4.2.1.2.1.9 Cálculo de las T.M.S que pasan por el Ducto de Aglomeración.
 - 4.2.1.2.2 Cálculo de las T.M.S de polvo pasante en el Ducto de los Hornos de Plomo.
 - 4.2.1.2.2.1 Cálculo de la presión absoluta.
 - 4.2.1.2.2.2 Cálculo de la velocidad.
 - 4.2.1.2.2.3 Cálculo del flujo ($\text{m}^3 / \text{minuto}$).
 - 4.2.1.2.2.4 Cálculo del flujo a C.N ($\text{m}^3 / \text{día}$).
 - 4.2.1.2.2.5 Contenido de polvo en el filtro.
 - 4.2.1.2.2.6 Cálculo del volumen aspirado.
 - 4.2.1.2.2.7 Cálculo del volumen a C.N.
 - 4.2.1.2.2.8 Cálculo de los gramos de polvo/ m^3 depositado.
 - 4.2.1.2.2.9 Cálculo de las T.M.S que pasan por el Ducto de Hornos de Plomo.
 - 4.2.1.2.3 Cálculo del polvo pasante por los Ductos del Circuito de Residuos Anódicos (PRA N°1, PRA N°2 y Ventilación).
 - 4.2.1.2.3.1 Cálculo de las T.M.S de polvo pasante por el Ducto PRA N°1.
 - 4.2.1.2.3.1.1 Cálculo de la presión absoluta.
 - 4.2.1.2.3.1.2 Cálculo de la velocidad.
 - 4.2.1.2.3.1.3 Cálculo de flujo ($\text{m}^3 / \text{minuto}$).
 - 4.2.1.2.3.1.4 Cálculo del flujo a C.N ($\text{m}^3 / \text{día}$).
 - 4.2.1.2.3.1.5 Contenido de polvo en el filtro.
 - 4.2.1.2.3.1.6 Cálculo del volumen aspirado.
 - 4.2.1.2.3.1.7 Cálculo del volumen a C.N.
 - 4.2.1.2.3.1.8 Cálculo de los gramos de polvo / m^3 depositado.
 - 4.2.1.2.3.1.9 Cálculo de las T.M.S que pasan por el Ducto PRA N°1.
 - 4.2.1.2.3.2 Cálculo de las T.M.S de polvo pasante por el Ducto PRA N°2.

- 4.2.1.2.3.2.1 Cálculo de la presión absoluta.
- 4.2.1.2.3.2.2 Cálculo de la velocidad.
- 4.2.1.2.3.2.3 Cálculo de flujo ($\text{m}^3 / \text{minuto}$).
- 4.2.1.2.3.2.4 Cálculo del flujo a C.N ($\text{m}^3 / \text{día}$).
- 4.2.1.2.3.2.5 Contenido de polvo en el filtro.
- 4.2.1.2.3.2.6 Cálculo del volumen aspirado.
- 4.2.1.2.3.2.7 Cálculo del volumen a C.N.
- 4.2.1.2.3.2.8 Cálculo de los gramos de polvo / m^3 depositado.
- 4.2.1.2.3.2.9 Cálculo de las T.M.S que pasan por el Ducto PRA N°2.
- 4.2.1.2.3.3 Cálculo de las T.M.S de polvo pasante por el Ducto de Ventilación PRA.
- 4.2.1.2.3.3.1 Cálculo de la presión absoluta.
- 4.2.1.2.3.3.2 Cálculo de la velocidad.
- 4.2.1.2.3.3.3 Cálculo de flujo ($\text{m}^3 / \text{minuto}$).
- 4.2.1.2.3.3.4 Cálculo del flujo a C.N ($\text{m}^3 / \text{día}$).
- 4.2.1.2.3.3.5 Contenido de polvo en el filtro.
- 4.2.1.2.3.3.6 Cálculo del volumen aspirado.
- 4.2.1.2.3.3.7 Cálculo del volumen a C.N.
- 4.2.1.2.3.3.8 Cálculo de los gramos de polvo / m^3 depositado.
- 4.2.1.2.3.3.9 Cálculo de las T.M.S que pasan por el Ducto de Ventilación PRA.

4.3 Cálculos generales de la fusión de los polvos del LBF en un Horno Rotativo Corto (SRF).

- 4.3.1 Cálculo termodinámico de las reacciones en el Horno SRF.

4.4 Pruebas experimentales de fusión rotativa de los polvos del LBF en el Horno SRF.

- 4.4.1 Equipos y materiales.
- 4.4.1.1 Descripción de equipos.
- 4.4.1.2 Reactivos.

4.5 Procedimiento experimental.

- 4.5.1 Muestra.
- 4.5.2 Horno de fusión - rotación.
- 4.5.3 Procedimiento.

4.6 Datos experimentales.

CAPITULO V : RAZONES AMBIENTALES PARA LA ALTERNATIVA PLANTEADA.

5.1 Marco Legal.

5.2 Proyectos PAMA.

5.3 Eliminación de Efluentes Contaminantes.

CAPITULO VI : EVALUACION ECONOMICA.

6.1 Estimación de Costos del Proceso.

6.1.1 Recuperación de plomo y cadmio con el sistema SRF.

6.2 Análisis Económico.

6.2.1 Análisis de Rentabilidad.

6.2.1.1 Beneficio – Costo del Proceso SRF.

CONCLUSIONES

RECOMENDACIONES

ANEXOS

REFERENCIAS

RESUMEN

En el presente trabajo se muestran los resultados de una serie de pruebas pirometalúrgicas que se han realizado en un horno rotativo cilíndrico de sección corta, que es el más indicado para la fusión de polvos aglomerados, y apropiado por dar una buena distribución del calor durante la fusión.

Se debe recalcar en este trabajo que el Complejo Metalúrgico de La Oroya es un conjunto de plantas que están diseñadas para tratar concentrados de diferentes minerales con altos niveles de contaminantes, obteniendo así rentabilidad en los subproductos que recupera, tales como la plata, antimonio, cadmio, selenio, bismuto y otros. Es así que sus diferentes plantas de tratamiento son generadoras de material particulado contaminante, lo cual debe ser controlado por un proceso adecuado.

Aquí se describen también las unidades básicas de tratamiento pirometalúrgico de los concentrados minerales, para de este modo conocer el origen de los humos metalúrgicos y su modo de recuperación, que en la actualidad no es tan eficiente.

Según lo descrito, y conociendo el problema desde su origen se ha llevado a cabo una serie de pruebas metalúrgicas a escala de laboratorio con el objeto de optimizar este proceso, generando una mayor recuperación de plomo y cadmio del polvo que se produce en los diferentes procesos. La idea básica es entonces impedir el reingreso al proceso del mayor porcentaje posible de material particulado, dando para esto un tratamiento por separado del mismo.

De este modo se pretende dar una propuesta para mejorar la eficiencia del proceso tanto en lo económico como en lo ambiental.

INTRODUCCION

Como producto del procesamiento y refinación pirometalúrgica, en el Complejo Metalúrgico de La Oroya, de minerales polimetálicos de compleja mineralogía de cobre, plomo, zinc y sus diferentes elementos acompañantes, se generan diferentes emisiones contaminantes en forma de polvos, los cuales no son eliminados en su origen con un método adecuado, contaminando los diferentes circuitos, perjudicando la producción, la pérdida de metales valiosos, y provocando problemas medioambientales.

Debido a este problema, se propone un nuevo direccionamiento y tratamiento pirometalúrgico que emplea un horno rotativo corto con bag house para fundir el material particulado recuperado en las unidades de precipitación electrostática de los hornos de plomo. Esto se propone a fin de minimizar el reprocesamiento de materiales recirculantes tales como el cadmio y plomo que reingresan a los circuitos de cobre y plomo a través de la planta de preparación.

De este modo se genera la recuperación de estos elementos que representan un costo de reprocesamiento, costo por pérdidas a la atmósfera y algo más importante: la generación de un costo casi irreparable como impacto ambiental negativo.

CAPITULO I : PROCESOS DE RECUPERACION DE POLVOS.

1.1 Procesos Gravitacionales.

Como su nombre lo indica son procesos que emplean el efecto de la fuerza gravitatoria para precipitar partículas sólidas suspendidas en una fase gaseosa.

1.1.1 Precipitación por Expansión.

Este proceso genera la precipitación de partículas sólidas debido a la exposición de estas en grandes áreas dimensionales, teniendo como factor importante el tiempo de residencia y peso de la partícula.

1.1.1.1 Ductos.

Son conductos de gran capacidad cerrados herméticamente, que sirven para la circulación de los humos metalúrgicos provenientes de los diversos circuitos y que sirven también para la precipitación de los polvos por tiempo de residencia.

1.1.1.2 Cámaras.

Son compartimentos de forma de un paralelepípedo, se emplean para enfriar, acondicionar y precipitar por tiempo de residencia los humos metalúrgicos.

1.1.2 Precipitación por Centrifugación.

Son operaciones que usan la fuerza centrífuga para precipitar material particulado suspendido en gases.

1.1.2.1 Ciclones.

Los ciclones son colectores centrífugos donde la entrada de partículas es tangencial al cuerpo del cilindro, forzando el material hacia la parte externa

del cono para ser recolectado posteriormente en una tolva. El aire limpio sale por la parte superior del ciclón. Muchas veces los ciclones se instalan en áreas donde se mueven o descargan grandes cantidades de partículas, para reducir la cantidad de material que va al colector de bolsas. La eficiencia promedio de un ciclón es aproximadamente 65% cuando trata partículas de 40 micrones en tamaño.

1.1.2.2 Multiciclones.

El multiciclón se suministra en agrupaciones de ciclones de 60 a 90 cm de diámetro, conteniendo cada uno un regulador de tiro a la entrada para compensar las variaciones de flujo circulante del gas. En el multiciclón se comunica a los gases un movimiento en espiral por medio de aletas anulares y se suministra en agrupaciones de 15 y 23 cm de diámetro.

1.1.3 Filtración.

Estos procesos se basan en la retención de partículas sólidas que se conducen en un flujo de gas a una velocidad determinada; los medios de retención son normalmente filtros de diferentes materiales.

1.1.3.1 Bag House.

El colector de bolsas, o colector en seco, es un almacén cerrado que contiene bolsas de tela que cuelgan verticalmente dentro de la unidad. El aire cargado de polvo es empujado o jalado a través de las bolsas de tela, formando una capa de polvo para separar las partículas del aire limpio. Las bolsas se limpian ya sea por medio de mecanismos de sacudido, aire reverso o con pulsos de aire comprimido, dependiendo de la aplicación. Los colectores de bolsas son extremadamente eficaces y comúnmente se pueden limpiar sin necesidad de parar el proceso de producción.

1.1.4 Precipitación Hidrometalúrgica.

Son aquellos procesos que usan el agua como fuente de humectación de partículas sólidas suspendidas, facilitando su precipitación por aglomeración e incremento del peso de las mismas.

1.1.4.1 Scrubbers.

Son colectores que usan agua para saturar las partículas, y así poder separarlas. Hoy en día se usan dos tipos de colectores húmedos, los depuradores de gases (scrubbers), que saturan las partículas llevándolas a un estanque decantador, y precipitadores hidroeléctricos que saturan partículas cargadas y pasan a la solución entre placas de metal con cargas opuestas. Los colectores húmedos son relativamente ineficientes y crean lodo o fango, un problema de contaminación secundaria que también debe considerarse.

1.1.5 Precipitación Electrostática.

El proceso principal de recuperación de humos metalúrgicos usado en el Complejo Metalúrgico de La Oroya es por precipitación electrostática, también llamado sistema Cottrell en nombre a su inventor. Por este método se colectan mensualmente un aproximado de 200 TM de polvo proveniente de los procesos de fusión.

1.1.5.1 Precipitadores Eléctricos o Cottrelles.

En este tipo de colector, los gases cargados de polvo pasan a través del precipitador electrostático (ESP), donde las partículas sólidas en suspensión de los humos metalúrgicos en combinación con iones gaseosos compuestos se cargan eléctricamente dentro de un campo electrostático que es originado por una corriente continua aplicada a los electrodos de descarga (Descarga de Corona). Estas partículas se colectan en placas colgantes cargadas negativamente. Las partículas que se acumulan en las placas se remueven al golpear las placas colectoras.

CAPITULO II : DESCRIPCION DEL PROCESO

2.1 Descripción del Proceso Actual.

2.1.1 Precipitador Electrostático.

Es el aparato donde se realiza la separación del polvo, vapor de agua y gases contenidos en los humos metalúrgicos.

Este aparato consta de electrodos de descarga debidamente aislados. La corriente continua de alto voltaje está aplicada al sistema de electrodos de descarga.

Las cortinas colectoras están elaboradas de acero laminado, modelo 16 GA, su forma es de 2,75 m de ancho por 7,32 m de altura, se encuentran suspendidas verticalmente y paralelamente unas de otras.

Los electrodos de alto voltaje son de diámetro de 0,27 cm De acero especial, estos aceros están suspendidos de una estructura acanalada y angulada que impide desalineamientos.

Cada alambre está acuñado en un lugar en la parte superior y retenido bien tenso por un peso de 9,54 kg . En la parte inferior; las pesas están retenidas en su propia posición por una armadura de alineación. El armazón de la parte superior está suspendido de aisladores, los cuales están montados por compartimentos de acero en el piso de operación.

El espacio contiguo entre las cortinas colectoras es llamado ducto. La posición de los electrodos de descarga esta en el centro del ducto y es simétrico con los módulos.

2.1.1.1 Cottrell Central.

Es el principal conjunto de precipitadores electrostáticos donde se tratan y recuperan los polvos finos presentes en los humos metalúrgicos provenientes de los diferentes procesos del Complejo Metalúrgico de La Oroya sin mencionar al Cottrell de Arsénico por tener este un funcionamiento independiente.

El Cottrell Central está formado por 21 unidades de precipitación en paralelo y cada unidad consta de 4 secciones denominadas A, B, C y D.

Las unidades de precipitación electrostática para una eficiente operación y por las diferentes características de los polvos de cada proceso se han distribuido en circuitos independientes, como son:

- Circuito de Tostación de Zinc.
Comprende 3 unidades: del 1 al 3
- Circuito de Convertidores de Cobre y Aglomeración de Plomo.
Comprende 9 unidades: del 4 al 12
- Circuito de Hornos de Plomo.
Comprende 3 unidades: del 13 al 15
- Circuito de Reverbero N°2 de Cobre y Espumado de Cobre
Comprende 6 unidades: del 16 al 21

2.1.2 Fundamento.

En el efecto de corona negativa, los electrones salen de la superficie de los electrodos de descarga a causa del impacto de los iones positivos o por emisión fotoeléctrica se mueven hacia los electrodos de colección, estos electrones al moverse a través del intenso campo electrostático existente en la proximidad del electrodo de descarga, generan por choque con las moléculas nuevos electrones y iones positivos. El enjambre de electrones así formado se mueve rápidamente hacia la región del campo más débil donde dichos electrones se unen a las moléculas del humo metalúrgico formando iones negativos. Los iones positivos producidos por el choque de los electrones con las moléculas del gas son acelerados hacia el electrodo de descarga y producen nuevos electrones al chocar con la superficie del alambre emisor.

En esta superficie se produce también otros electrones debido a la radiación ultravioleta de la incandescencia de la corona.

Entre tanto los iones negativos de la región de los campos débiles se

mueven hacia el electrodo colector y forman una densa niebla de iones unipolares que llena prácticamente todo el espacio entre los electrodos, esta carga especial sirve para estabilizar la descarga de corona y proporcionar un medio eficaz de carga y precipitación de los sólidos en suspensión presente en los humos.

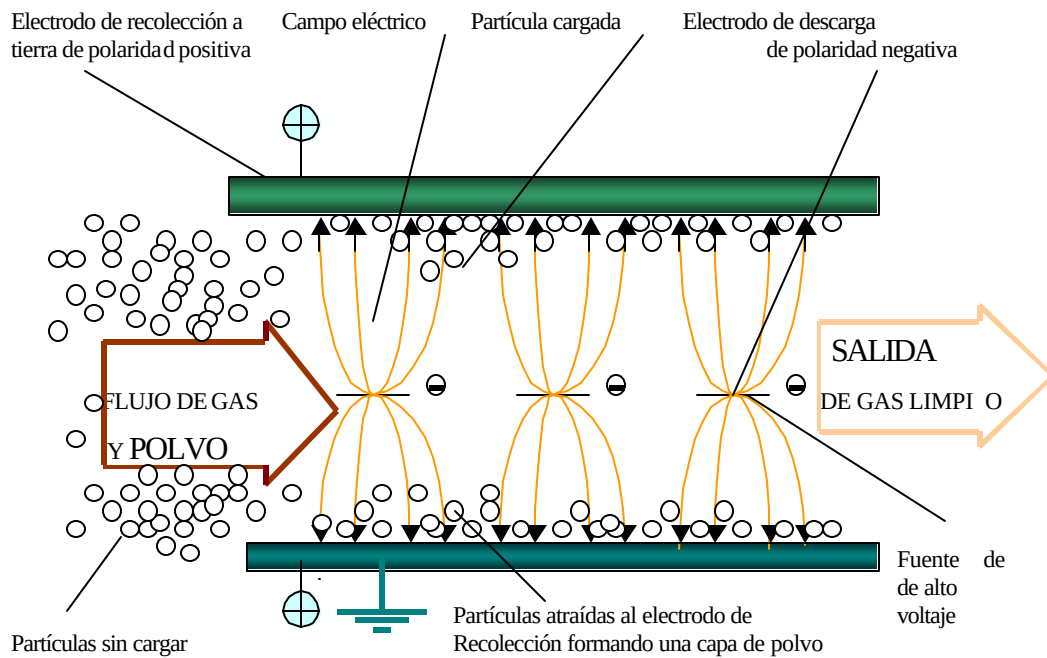


Fig. 2.1 Principio de operación básica de un precipitador electrostático.

2.1.3 Tipos de Cottrelles.

Los precipitadores se usan en una variedad de industrias para recolectar varios tipos de partículas. En la industria de pulpa y papel, los precipitadores se usan para recuperar las sustancias químicas usadas durante el proceso. En las plantas de producción, los precipitadores recolectan clinker y polvo de cemento, vapores ácidos y de petróleo e insecticidas. También se usan en la industria metalúrgica (siderúrgica, fundiciones, etc.) y por supuesto, en la industria eléctrica. Básicamente, hay dos tipos

de precipitadores: húmedos y secos. Este trabajo solo estudia material pertinente a los precipitadores de tipo seco. Hay varios tipos básicos de precipitadores secos. Como se muestran en la Tabla 1.1, difieren en sus componentes internos, estilo de limpieza (mecanismo de sacudido) y características de diseño.

Tabla 2.1 ESTILOS DE PRECIPITADORES SECOS.

Especificación	Cable rígido (Americano)	Marco rígido (Europeo)	Electrodo rígido (Americano)
Espaciamiento	9-10 in	10-12 in	11-16 in
Altura de placa	20-36 ft	20-50 in	20-50 ft
Diámetro de cable	0,105-0,125 in	Varios diseños de electrodos de descarga	Varios diseños de electrodos de descarga
Sacudido	Impacto superior	Martillo	Sacudido

2.1.4 Eficiencia y Resistividad.

2.1.4.1 Eficiencia de Recolección.

Para una operación eléctrica eficiente, es importante que cada componente en serie esté en relación adecuada a los demás y al trabajo que debe realizar en el precipitador (recolectando polvo), como lo muestra la Fig. 2.2.

Se puede controlar una máxima eficiencia de recolección y eléctrica controlando adecuadamente no solo la amplitud del voltaje CD y corriente en el campo del precipitador, sino también controlando su forma. Esto se puede lograr manteniendo un factor de forma primario ($\approx 1,2$) y conducción fraccional secundaria alta ($\approx 0,86$). La pérdida de material particulado perdido por los diferentes cottrelles del Complejo Metalúrgico de La Oroya se puede ver en las Fig. 2.4, 2.5, 2.6 y 2.7. Por otro lado sus eficiencias de

recolección son cuantificadas en las Tablas 2.2 y 2.3; así como la comparación de eficiencias de recolección del Cottrell Central y el Cottrell de Arsénico en la Fig. 2.8

Para explicar el efecto del factor de forma primario en la corriente secundaria podemos expresarlo en forma de ecuación:

$$\textbf{Corriente Sec. Prom. = Corriente Pri. RMS / (n) * Factor de Forma Primario}$$

Donde n = número de vueltas del Transformador Rectificador (T/R)

La corriente secundaria promedio es inversamente proporcional al factor de forma primario. Por lo tanto, la amplitud de la corriente secundaria se puede aumentar reduciendo el factor de forma primario. Al reducir el factor de forma primario se aumenta la conducción fraccional secundaria :

$$\textbf{Conducción Fraccional Secundaria = (1,11 / Factor de Forma) ^2}$$

El aumento en la conducción fraccional proporciona carga adicional en el campo del precipitador formando un capacitor, dos conductores separados por un material aislante. Así se reduce el rizado de la forma de onda del voltaje secundario, prácticamente aumentando el voltaje secundario.

Al aumentar la amplitud del voltaje y corriente promedio en el campo del precipitador aumentará la recolección de partículas ya que se aumentará la carga y la atracción hacia las placas. El efecto neto es un aumento de la potencia de corona. La potencia de corona aproximada se puede presentar en la ecuación siguiente:

$$[(V_p + V_m) / 2] * (i_{pro.})$$

Donde V_p = Voltaje Secundario Pico

V_m = Voltaje Secundario Mínimo

i_{pro} = Corriente Secundaria Promedio

Esta ecuación muestra que la potencia de corona y la eficiencia de colección se puede incrementar al aumentar la corriente o voltaje secundarios, o ambos. La relación típica entre la potencia de corona y la eficiencia de recolección del precipitador se muestra en la figura a continuación.

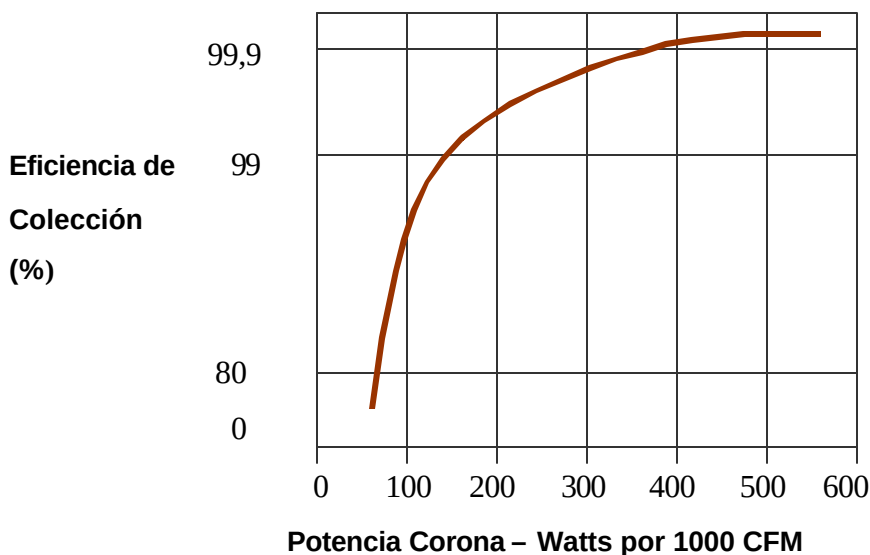


Fig. 2.2 Eficiencia de colección vs. Potencia de entrada.

2.1.4.2 Resistividad.

La resistividad es la resistencia eléctrica de un centímetro cúbico de polvo expresado en unidades de Ohm / cm , es así que tiene importancia decisiva en la precipitación, cada sustancia tiene una resistividad específica, es así que las partículas con baja resistividad tendrán efecto negativo en la recuperación.

Un acondicionamiento adecuado proporcionará a las partículas en suspensión una resistividad apropiada.

La Fig. 2.3 muestra la relación de la Ley de Ohm presente en la capa de polvo en la placa de recolección del precipitador. La corriente de corona fluye hacia tierra del electrodo de alto voltaje después de pasar por la acumulación de polvo depositada en la placa de recolección. Esta placa a tierra tiene 0 potencial de voltaje, mientras que la superficie de la capa de polvo (más cercana al cable) aun a través de ¼" puede crear una caída de voltaje. La caída de voltaje es proporcional a la magnitud de la corriente de corona y a la resistencia de la capa de polvo.

La caída máxima de voltaje que una capa de polvo puede soportar sin rompimiento se define por la fuerza dieléctrica del polvo, y es típicamente de 15 a 20 KV. Si se excede este valor, ocurre el rompimiento de la capa de polvo, resultando en la formación de corona invertida o la propagación de chispas a través del espacio entre electrodos.

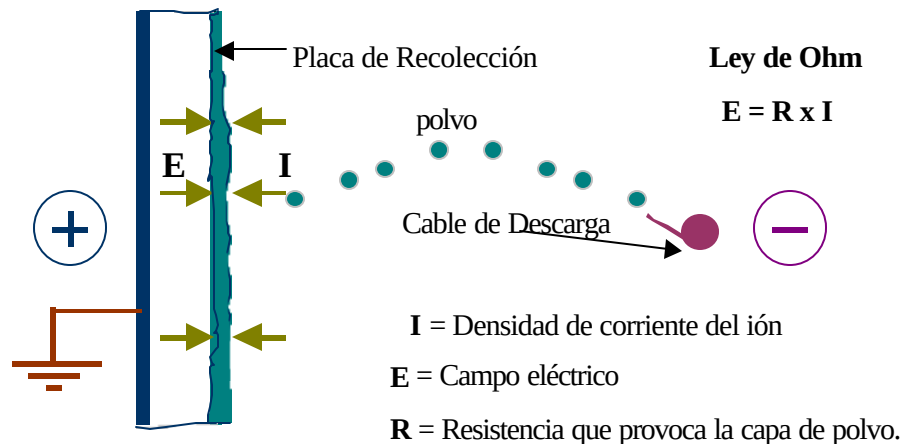


Fig. 2.3 Relación de la ley de Ohm en la capa de polvo de la placa de recolección.

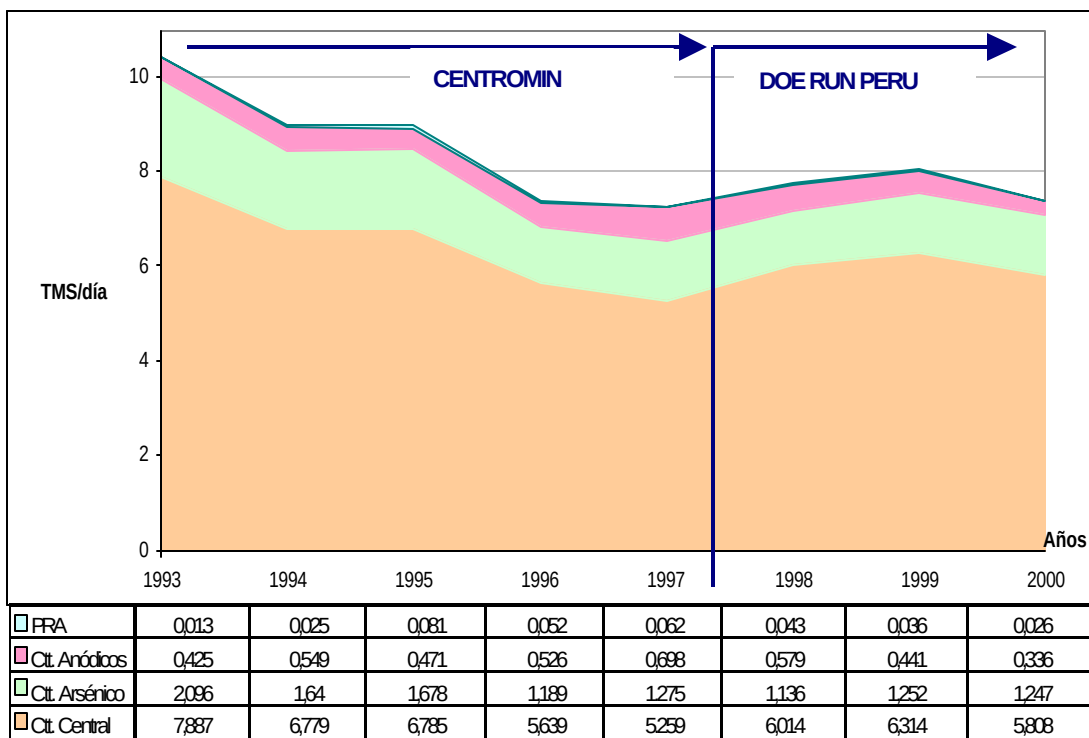


Fig. 2.4 Cuadro comparativo del material particulado perdido por los cottrelles. del Complejo Metalúrgico de La Oroya del año 1990 al 2000

Tabla 2.2 EFICIENCIAS DE RECOLECCION DE POLVOS EN LOS DIFERENTES COTTRELLES DEL AÑO 1993 AL 2000

Fecha	Cottrell Central TM	Cott. de As. TM	Cott. Anod. TM	PRA TM	Chim. Princ. TM	Eficiencias (%)		
						Cott. Cent.	Cott. de As.	Cott. Anod.
1993	7887	2096	425	13	10421	97,0	94,9	83,3
1994	6779	1640	549	25	8949	96,9	94,9	83,7
1995	6785	1678	471	81	88827	96,9	94,9	83,3
1996	5639	1184	526	52	7406	96,9	95,0	86,1
1997	5259	1275	698	62	7365	97,0	95,0	84,2
1998	6014	1136	579	43	7778	94,8	94,9	86,5
1999	6314	1252	441	36	8043	96,8	94,9	89,4
2000	5808	1297	336	26	7417	96,6	94,9	88,4

Tabla 2.3 EFICIENCIAS DE RECOLECCION Y PERDIDAS DE MATERIAL PARTICULADO AL AMBIENTE DESDE EL INICIO DE LA OPERACION DE DOE RUN.

Fecha	Pérdida Chimenea Principal TM/día	Pérdida Cottrell Central TM/día	Eficiencia Cottrell Central %	Pérdida By Pass TM/día	Eficiencia Cottrell Arsénico %
Oct.97	7,28	5,59	97,01	1,26	95,02
Nov.97	7,67	5,52	96,9	1,28	94,97
Dic.97	7,76	5,61	96,96	1,28	94,98
Ene.98	7,93	5,68	96,84	1,3	94,81
Feb.98	8,03	5,87	96,87	1,21	94,90
Mar.98	7,82	6,29	96,65	0,86	94,94
Abr.98	6,97	5,47	96,97	0,86	95,0
May.98	7,81	6,02	96,81	1,17	94,89
Jun.98	6,94	5,4	96,82	0,93	94,91
Jul.98	7,04	5,46	96,82	1,0	94,94
Ago.98	8,55	6,82	96,36	1,25	94,89
Set.98	8,61	6,86	96,72	1,32	94,9
Oct.98	8,56	6,97	96,82	0,37	94,95
Nov.98	8,78	6,99	96,74	1,29	94,94
Dic.98	8,16	6,36	96,81	1,32	94,92
Ene.99	8,03	6,11	96,77	1,39	94,92
Feb.99	7,85	6,16	96,61	1,26	94,98
Mar.99	8,43	6,75	96,56	1,22	94,93
Abr.99	7,25	5,67	96,78	1,15	94,93
May.99	7,79	6,07	96,74	1,27	94,94
Jun.99	8,53	6,78	96,63	1,25	94,93
Jul.99	7,38	5,72	96,81	1,19	94,95
Ago.99	8,17	6,35	96,74	1,3	94,93
Set.99	7,58	5,83	96,79	1,23	94,89
Oct.99	8,26	6,58	96,64	1,18	94,86
Nov.99	8,49	6,78	96,76	1,25	94,84
Dic.99	8,06	6,43	96,36	1,31	94,85
Ene.00	8,11	6,46	96,51	1,32	94,87
Feb.00	7,7	6,11	96,47	1,25	94,84
Mar.00	7,08	5,59	96,77	1,17	94,91
Abr.00	6,35	4,7	96,99	1,26	94,95
May.00	5,72	4,12	96,93	1,24	94,93

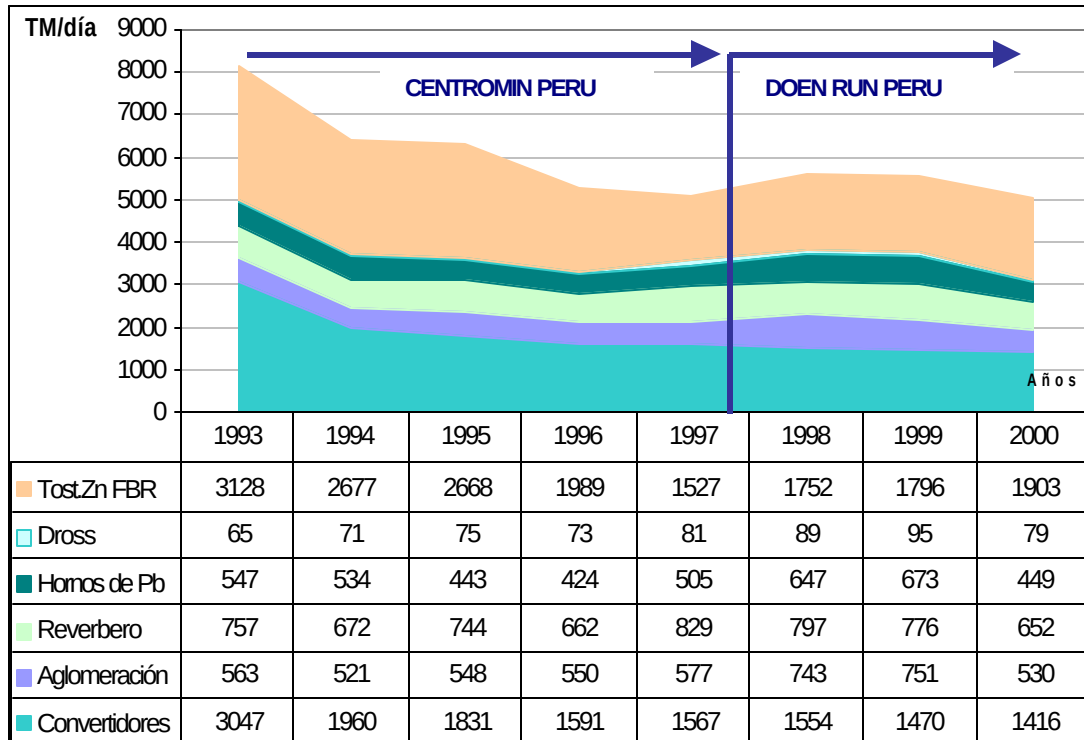


Fig. 2.5 Cuadro comparativo de la pérdida de material particulado por circuitos.

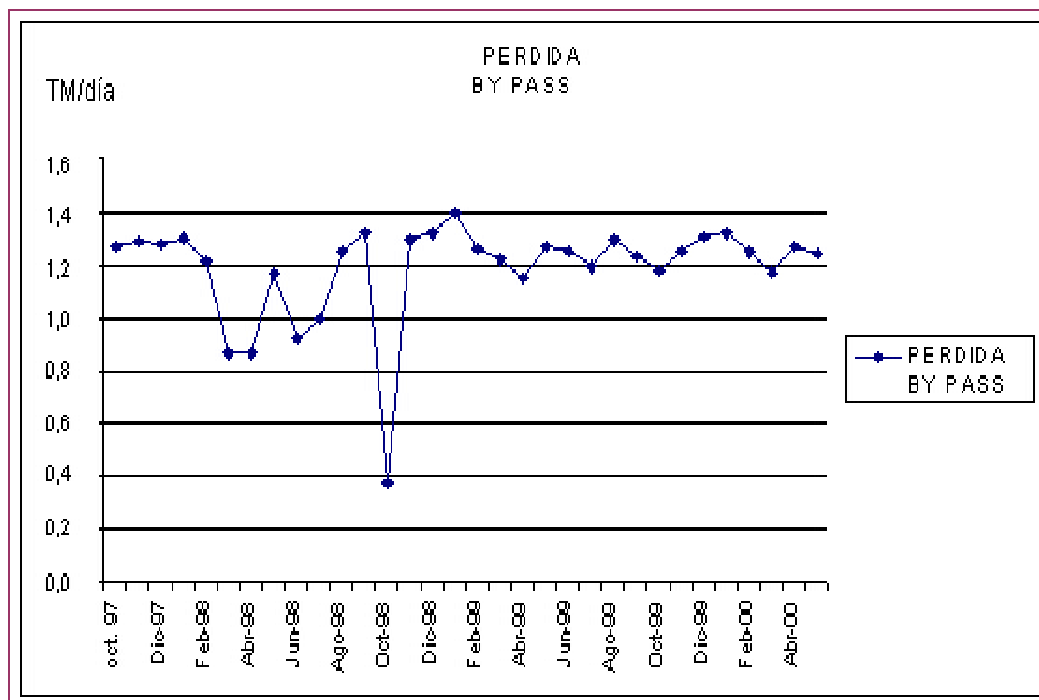


Fig. 2.6 Pérdida de material particulado por el By pass de Tostadores de Cobre

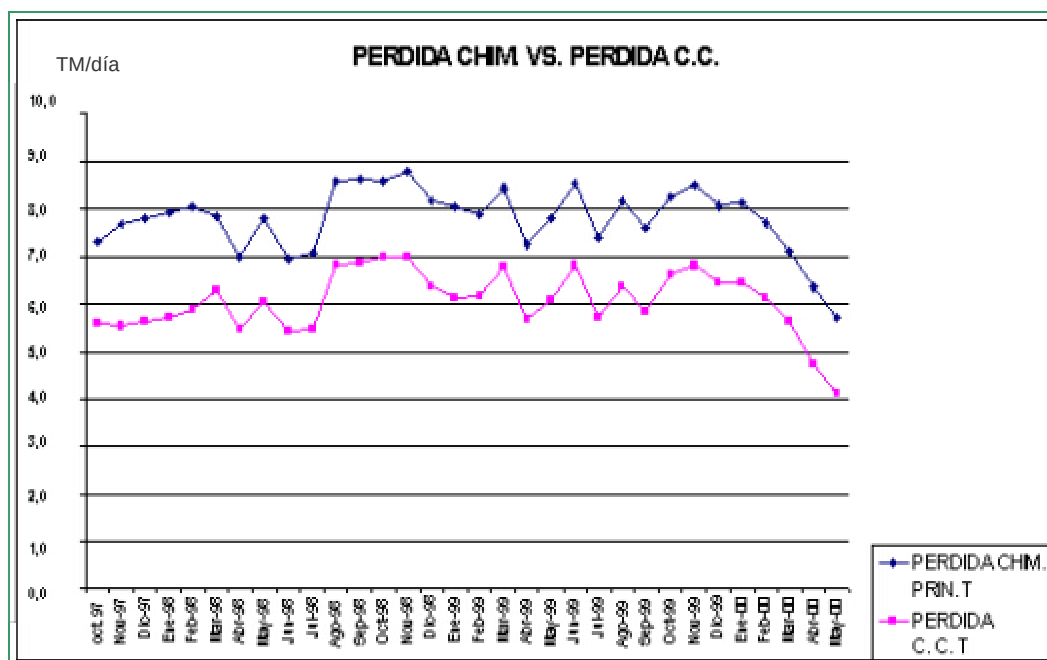


Fig. 2.7 Comparación de la pérdida de material particulado por la Chimenea Principal y del Cottrell Central (TM/día) de Oct. 1997 a May. 2000

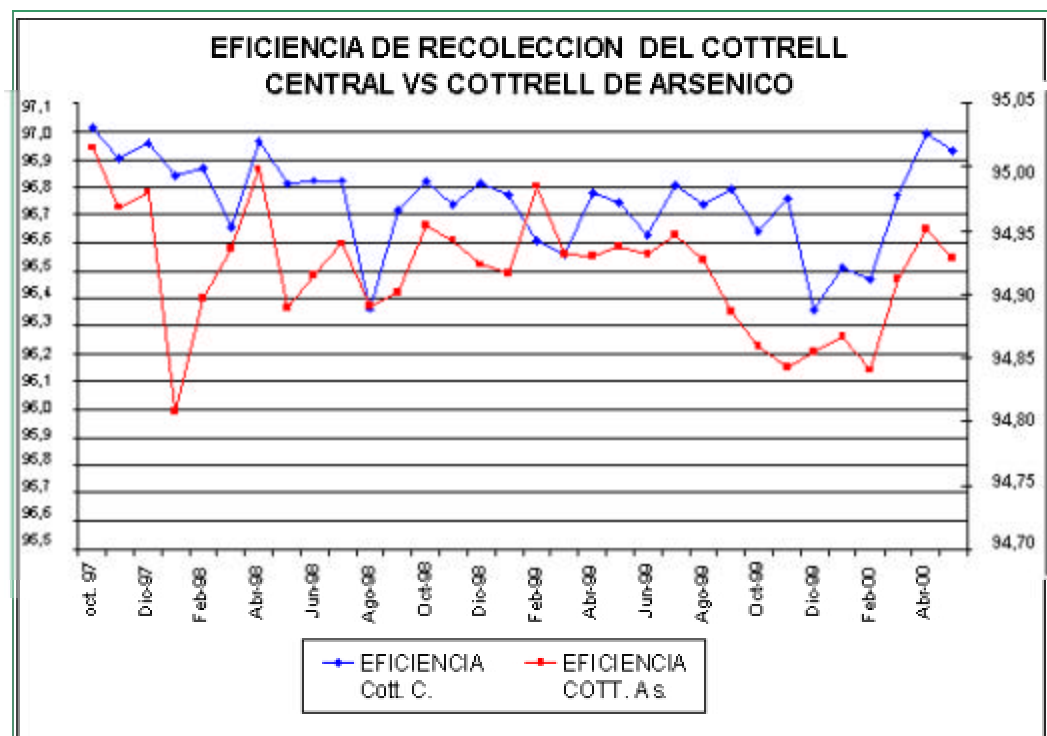


Fig. 2.8 Comparación de la eficiencia de recolección de material particulado en el Cottrell Central y Cottrell de Arsénico.

2.1.5 Acondicionamiento.

Es el proceso que tiene por finalidad modificar las propiedades físico - químicas de los sólidos en suspensión contenidos en los humos para obtener una adecuada recuperación en los precipitadores electrostáticos. Para este fin se usan sustancias que modifican las propiedades de las partículas, así tenemos: agua (líquida), gas SO_3 , ácido sulfúrico (ver Tablas 2.4 y 2.5)

Tabla 2.4 LUGAR DE ACONDICIONAMIENTO DE LOS HUMOS METALURGICOS.

Circuito	Lugar
Ducto de Tostadores de Cobre.	Tolvas 11 al 24 a lo largo del ducto.
Ducto de Reverbero de Cobre.	Tolvas 11 al 16 en la salida del caldero N°3
Ducto de Convertidores de Cobre.	Torre de Acondicionamiento N°1
Ducto de Aglomeración.	Torre de Acondicionamiento N°2
Ducto de Hornos de Plomo.	Cámara de Plomo

Tabla 2.5 ENFRIAMIENTO DE LOS HUMOS CON AGUA.

Ducto	Temperatura del Ducto	Ingreso a las Unidades
Tostadores de Zinc.		150°C
Aglomerado.	160 a 200 °C	120°C
Convertidores.	150 a 200 °C	120°C
Hornos de Plomo.	70 a 400 °C	60 °C
Reverbero de Cobre.	350 a 400 °C	130°C
Tostadores de Cobre.	120 a 150°C	55°C

2.2 Circuitos Actuales.

2.2.1 Circuito de Tostadores de Cobre.

2.2.1.1 Características.

Los humos provenientes de los tostadores de hogar múltiple Wedge (tostadores que mediante brazos de fierro fundido arrastran el mineral concentrado de piso a piso) de cobre (8), plomo (2) y arsénico (1) en forma directa o indirecta ingresan al ducto de tostadores de cobre por efecto de la tostación de los concentrados minerales de cobre y recirculantes, siendo su finalidad regular la cantidad de azufre presente en la calcina que será fundida en el horno de reverbero N°2 de cobre y eliminar en lo posible, el As y el Sb presentes.

Los humos procedentes de los tostadores de plomo N°9, 11 y de cobre (en total 8) ingresan directamente al ducto principal.

Los humos de los tostadores de polvo de arsénico N°16 y 18 con la ayuda de un ventilador ingresan al cottrell caliente para recuperar los sólidos en suspensión, luego pasan a través de una cámara de expansión llamada cocina donde se precipita el trióxido de arsénico.

Estos humos son acondicionados con agua y gas SO_3 o ácido sulfúrico gasificado para luego ser tratados en las unidades 1, 2, 3, 4 y 5 del Cottrell de Arsénico.

2.2.1.2 Condiciones Actuales.

Para obtener un producto, el cual después de fundido nos produzca una mata capaz de ser eficientemente tratada en los convertidores, es necesario primero eliminar una parte del azufre presente. Algunas de las impurezas en el mineral, particularmente arsénico y en menor grado antimonio, son también parcialmente volatilizados durante la tostación, dando como resultado la calcina que es una mezcla de óxidos, sulfuros y también sulfatos.

En la planta de preparación el mineral mezclado con fundentes de las camas N° 4, 5 ó 6, es alimentado a tolvas encima de los tostadores y de allí es alimentado al piso superior de secado de cada tostador. La alimentación parcialmente secada, pasa a los pisos del tostador que operan a temperaturas entre 600 y 750°C de donde luego cae de un piso al siguiente debido al arrastre de los brazos de los tostadores que van rotando continuamente. La calcina del piso inferior cae a una tolva de almacenamiento la cual es descargada periódicamente a carros de calcina los cuales son dirigidos al horno reverbero N°2.

Además de los doce tostadores de cobre, hay tres tostadores de polvos, dos de arsénico y uno de antimonio. Los tostadores de polvo tratan una mezcla de polvo del Cottrell central con concentrado de plomo como fundente, y la calcina producida es enviada a las camas de plomo. Los tostadores de arsénico tratan una mezcla de polvo del Cottrell de Arsénico con cama de cobre produciendo una calcina que es cargada al horno de reverbero N°2 de cobre. Las mezclas de alimentación a estos tostadores de polvo y de arsénico son preparadas en la Planta de Manipuleo de Polvos, la cual consiste de cuatro tolvas de almacenamiento para los polvos del Cottrell Central, polvos del Cottrell de Arsénico, Concentrados de Plomo y Cama de Cobre.

La mezcla se lleva a cabo en un transportador de gusano y un perdigonador de tambor.

Dos Cottrelles Calientes, de dos unidades cada uno, están ubicados al lado de los tostadores de arsénico y de polvo para recuperar los polvos que salen con los gases de la tostación y son regresados a la parte baja del hogar del horno. Los gases limpios de los tostadores de arsénico pasan por las Cocinas de Arsénico antes de volver al ducto principal de los tostadores.

Los gases limpios de los tostadores de polvo van por el ducto principal de los tostadores del Cottrell de Arsénico. Los gases de los demás tostadores pasan directamente al ducto principal en donde parte del polvo se precipita, mientras que el resto llega al Cottrell de Arsénico para ser recuperado.

2.2.1.3 Cottrell de Arsénico.

El precipitador electrostático del Cottrell de Arsénico consta de 5 unidades en paralelo y de 3 secciones (A, B y C) en serie cada unidad. Se dispone de un grupo eléctrico individual para cada celda de precipitación y uno para los casos de mantenimiento o reparación.

Las planchas de cubierta de la parte superior son de acero de 0,64 cm de espesor y de aluminio con la finalidad de facilitar su manipuleo y cuatro ventanas de ingreso a la celda para reparaciones, en la parte inferior termina en tolvas de acumulación de material recuperado.

Los vibradores neumáticos funcionan en forma manual y automático para la limpieza de polvo acumulado en los electrodos de descarga y los tubos de colección y se encuentran situados en el piso de operación.

Tanto al ingreso como a la salida de una unidad se encuentran colocadas compuertas reguladoras de tiro, que permiten aislar la unidad para efectuar la reparación y / o mantenimiento de las celdas.

En la parte interna el precipitador consta de electrodos de alto voltaje y tubos colectores instalados en forma alternada. Los tubos de colección están instalados verticalmente y en sentido longitudinal, teniéndose 16 cortinas metálicas, cada una de estas cortinas de tubos esta formada por 78 tubos de un diámetro de 0,32 cm por 7,32 m de altura, con una separación de tubo a tubo de 3,81 cm . La separación entre cada cortina es de 20,32 cm y todas están conectadas al polo positivo y a tierra.

Los electrodos de alto voltaje y de colección se encuentran suspendidos verticalmente sobre soportes de varillas simétricamente distribuidos en el armazón rígido de la celda y asegurados en la parte superior para evitar desalineamientos.

2.2.2 Circuito de Reverbero de Cobre N°2 y Espumado de Cobre.

2.2.2.1 Características.

Durante la fusión de la calcina (óxidos y sulfuros) para obtener la llamada mata negra de Cu (que será procesada posteriormente en los convertidores), el horno reverbero N°2 de cobre, genera polvos y gases que pasan a través del caldero N°3 donde parte del calor es recuperado con la producción de vapor e ingresan al ducto del reverbero. A este mismo circuito ingresan los humos provenientes del horno reverbero de espumado de cobre o Planta de Dross que tiene por finalidad liberar el cobre presente en el plomo de obra.

Estos humos son acondicionados con agua y gas SO_3 o ácido sulfúrico gasificado, siendo tratados en las unidades 16, 17, 18, 19, 20 y 21 de la Planta de Cottrell Central.

2.2.2.2 Condiciones oxy – fuel.

El objetivo fundamental del horno reverbero oxy - fuel es fundir calcina con mayor eficiencia de combustión para obtener mata y escoria a costa del calor producido por la combustión del petróleo y oxígeno; esto es para continuar la concentración de cobre pirometalúrgicamente de 1250°C a 1350°C, asegurando que la mata y escoria tengan viscosidades adecuadas que permitan una buena separación de fases. Luego la escoria es sangrada por la parte lateral de menor longitud, granulada con agua y enviada a los depósitos de escoria por medio de un cable carril. Por otro lado la mata es sangrada (extraída) por un costado del horno y es conducida por un canal a unas tazas especiales para ser transferida a los convertidores y continuar el proceso para la obtención de cobre.

Los gases producidos en el reverbero por la fundición y la combustión pasan por los calderos de calor residual donde una gran parte del calor es recuperado para la producción de vapor. Los gases y polvos una vez enfriados pasan luego al ducto del Reverbero y son llevados al Cottrell Central para recuperar los polvos metalúrgicos.

A continuación en la Tabla 2.6 presentamos las características químicas de la calcina que ingresa al reverbero N°2:

Tabla 2.6 CARACTERISTICAS QUIMICAS DE LA CALCINA INGRESANTE AL REVERBERO OXY - FUEL.

ELEMENTO	%
Cu	22,4
Fe	25,6
S	19,6
CaO	4,3
Fe ₃ O ₄	3,3
Ins.	10,4
Pb	1,0
As	0,9
Sb	0,25
Ag (g/t)	582,0
Au (g/t)	1,3

2.2.2.3 Sobredimensionamiento del Ducto del Reverbero de Cobre N°2.

Actualmente este circuito y hablando específicamente su ductería se encuentra sobredimensionada, puesto que anteriormente se fundía en mata calcina de cobre en dos reverberos (N°1 y N°2), que usaban quemadores de petróleo situados en el extremo de los hornos que da a los convertidores lo cual le daba baja eficiencia al proceso y mayor generación de polvos.

El reemplazo por la tecnología oxy – fuel y su automatización mediante el uso del sistema PLC (Program Logic Control), le implantó mayor eficiencia en el proceso, mejorando la combustión, generando menor cantidad de polvo e incrementando la rapidez de fusión, provocando esto la anulación del reverbero N°1.

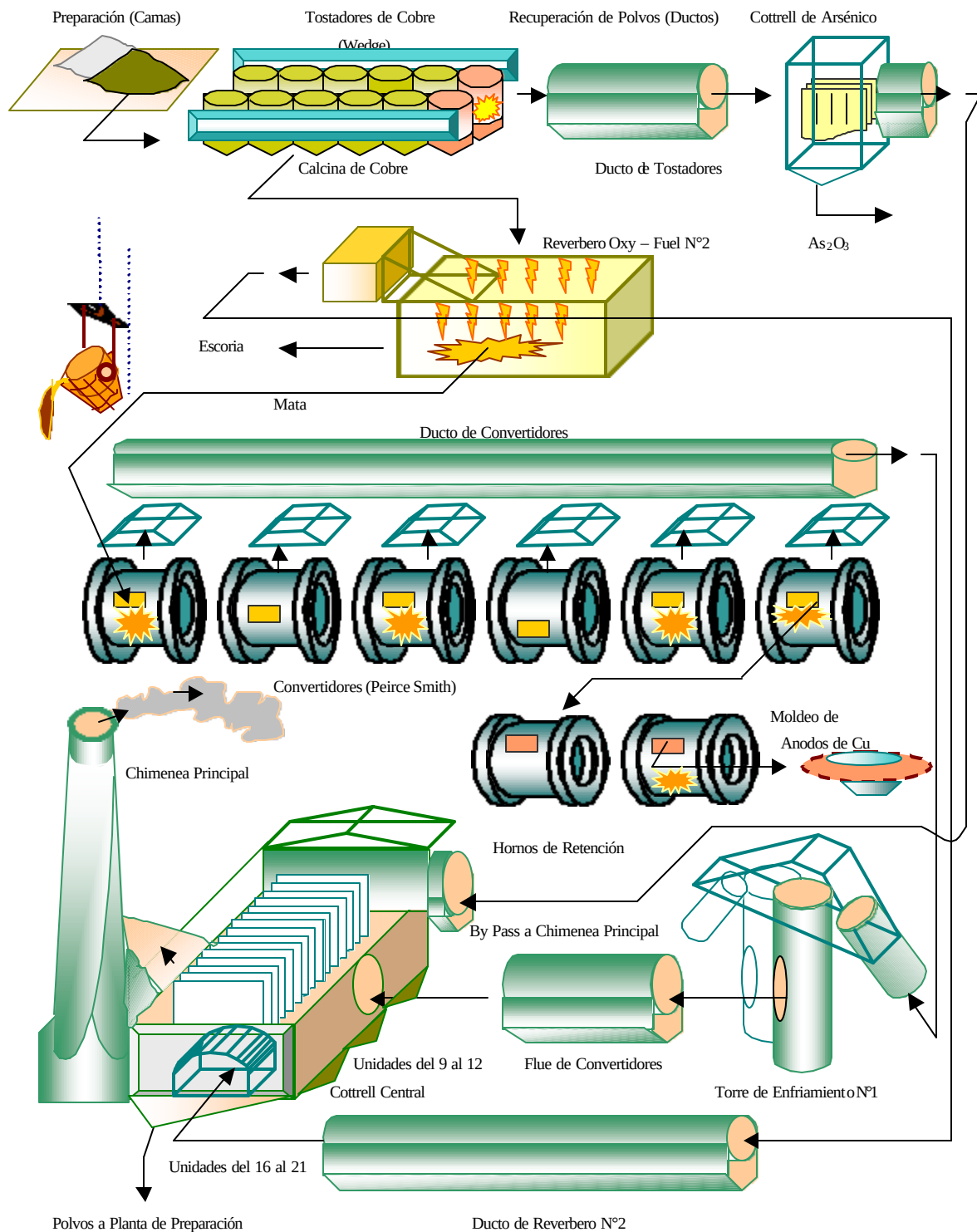


Fig. 2.9 Diagrama de flujo simplificado del Circuito de Fundición de Cobre.

2.2.3 Circuito de Convertidores de Cobre y Aglomeración de Plomo.

2.2.3.1 Características.

Al ducto de convertidores ingresan los humos provenientes de los seis convertidores de cobre que procesan la mata de cobre para obtener cobre ampolloso o Blister mediante la adición de fundentes e inyección de aire.

A este mismo circuito ingresan los humos provenientes de la máquina sinterizadora de plomo, que produce sinter para ser tratado en los hornos de plomo y son canalizados mediante el ducto de aglomeración a la torre N°2. También ingresan a este circuito los gases residuales procedentes de la torre de adsorción de la Planta de Acido Sulfúrico y se emplea como acondicionante auxiliar de los humos de aglomeración..

Los humos de convertidores y aglomeración son previamente acondicionados con agua y gas SO_3 o ácido sulfúrico gasificado independientemente en sus respectivos ductos, para luego ser tratados en las unidades 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11 y 12 de Cottrell Central.

2.2.3.2 Condiciones Actuales.

La operación de conversión consiste esencialmente en insuflar aire al baño de mata que ha sido traída del horno de reverbero cuya finalidad es oxidar el hierro de los sulfuros a óxido ferroso, el cual con la sílice forma la escoria. Posteriormente, el sulfuro cuproso se oxida a cobre metálico en el fondo del convertidor. No es necesario el uso de combustible para mantener el baño líquido debido a que las reacciones son exotérmicas.

La conversión de la mata a cobre ampolloso se lleva a efecto en dos etapas de insuflación en seis hornos convertidores Peirce-Smith; luego el cobre es mantenido en dos hornos de retención calentados a petróleo para su posterior moldeo en ánodos de cobre ampolloso.

Cada convertidor esta provisto de una campana de ventilación y un ducto por el cual pasan los gases hacia un ducto colector que va a las torres de acondicionamiento N°1 y de allí al Cottrell Central.

En el caso del proceso de aglomeración este tiene un doble propósito, primero el de reducir la cantidad de azufre contenido en los concentrados alimentados y en segundo lugar el de producir un material con características físicas apropiadas como dureza y porosidad con el fin de proporcionar una carga permeable para ser usado en los Hornos de Manga. Un alto contenido de azufre en la alimentación a estos hornos aumentará el contenido de plomo en la formación de mata, resultando en una recuperación baja, formando además encostramientos de sulfuro de zinc y

de cobre dentro de las paredes del horno de manga. En un comienzo, los concentrados preparados son perdigonados y descargados directamente a la Máquina de Sinterización, siendo esta capa de perdigones encendida por medio de quemadores de petróleo colocados en un horno de ignición y luego el proceso usa como combustible el azufre que reacciona con el tiro de aire y cuyo calor generado durante este proceso es suficiente para causar una fusión incipiente de la carga y a la temperatura de aglomeración de unos 800°C, los silicatos se vuelven viscosos y al enfriarse tienden a aglomerar los perdigones en una masa porosa. Durante el proceso los sulfuros han reaccionado pasando a formar los óxidos respectivos.

Los gases del tiraje hacia arriba y hacia abajo (succión) de cada máquina son llevados a un ducto colector que conduce los gases, por el ducto de convertidores al Cottrell Central. Los polvos producidos en los puntos de transferencia son recuperados en los sistemas de ventilación de la planta.

2.2.4 Circuito de Hornos de Plomo.

2.2.4.1 Características.

Los humos provienen de los 3 hornos de manga (Nº3 automatizado), donde se obtiene plomo de obra reduciendo el PbO que contiene el sinter con adición de CO obtenido de la combustión incompleta del coque. Estos humos por su alto contenido de plomo y cadmio son acondicionados

previamente con agua y gas SO_3 o ácido sulfúrico gasificado para ser tratado en las unidades 13, 14 y 15 del Cottrell Central.

2.2.4.2 Condiciones Actuales.

El producto aglomerado es transportado por medio de una faja a las tolvas alimentadoras que se encuentran encima de cada uno de los tres hornos. Existe otra instalación similar para transportar y almacenar coque necesario para el proceso de fusión y reducción. Otros materiales tales como chatarra de hierro son añadidos para mejorar el efecto de reducción. El aire enriquecido con oxígeno necesario para los hornos es suministrado por 36 toberas (Tuyeres) localizadas lateralmente a la parte baja del horno. Este aire – oxígeno quema el coque para producir suficiente calor para el proceso de fusión y al mismo tiempo formar monóxido de carbono el cual reduce el PbO de la carga a plomo metálico. Los hornos están equipados con un sistema de descarga continua de escoria. El plomo fundido, escoria, mata y speiss salen continuamente del hogar del horno a un sedimentador, de donde la escoria rebosa a un canal de granulación por medio de agua. El plomo, la mata y el speiss fluyen del tanque sedimentador a unas tazas revestidas de refractario y de ahí son llevadas a ollas receptoras y de espumado.

Los gases de combustión salen por la parte superior de los hornos de manga, son evacuados a lo largo de un ducto de “balón” hacia el Cottrell Central en donde la mayoría de los polvos son recuperados antes de que los gases y polvos pasen a la Chimenea Principal.

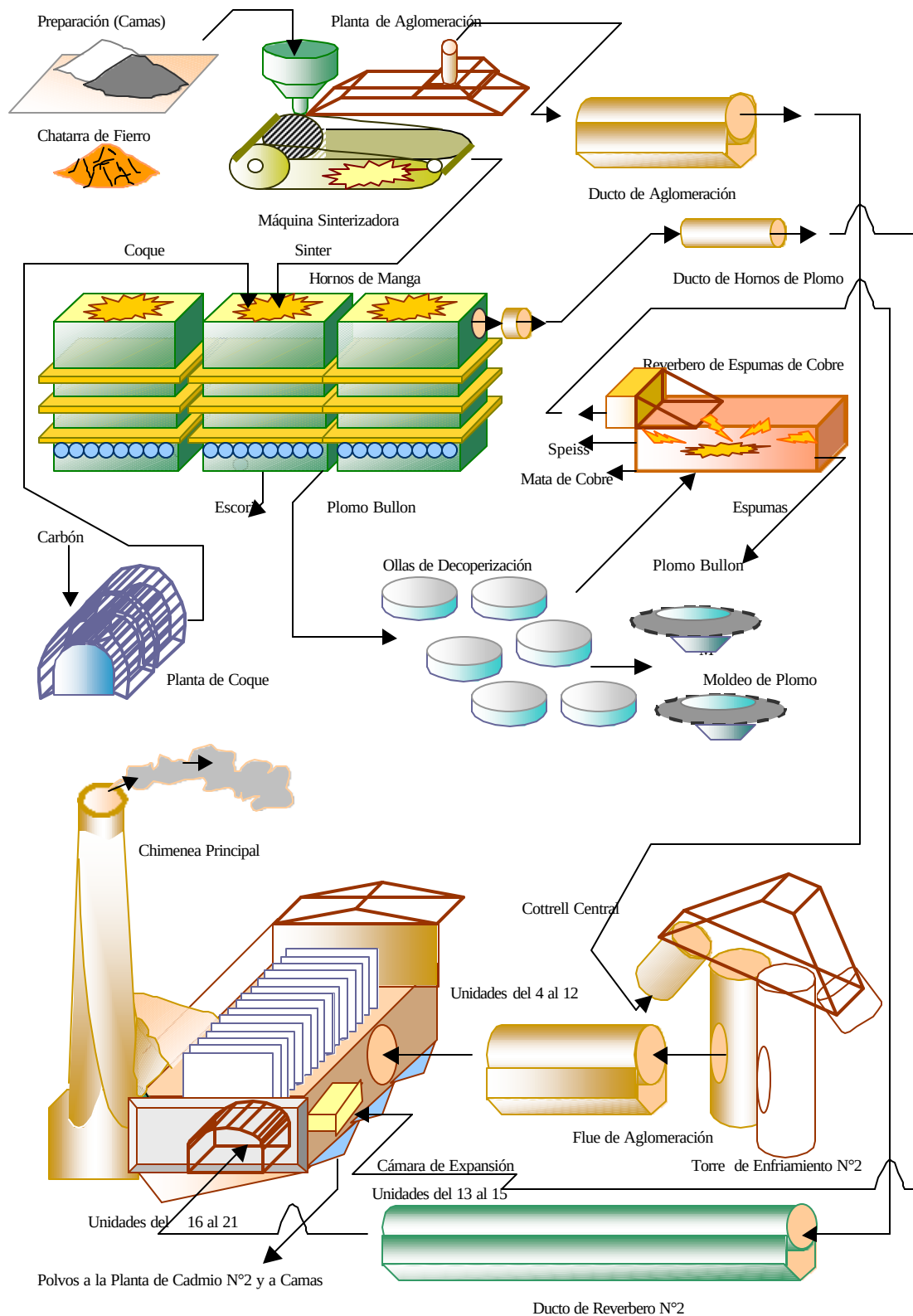


Fig. 2.10 Diagrama de flujo simplificado del Circuito Fundición de Plomo.

2.2.5 Circuito de Tostadores de Zinc.

2.2.5.1 Características.

Los humos producidos por la tostación de los concentrados de zinc en los tostadores FBR (tostadores de cama fluida) y TLR (tostadores de lecho turbulento) para obtener la calcina de zinc son enviados a la sección de lixiviación de la Planta Electrolítica de Zinc para su posterior tratamiento.

Los humos provenientes del TLR; que contienen la mayor parte de la carga, van directamente a un sistema de recuperación de calor y polvo contenidos y luego de la limpieza de los gases para ir luego a la Planta de Acido Sulfúrico por tener una concentración de SO_2 relativamente alta; mientras que los humos originados en el FBR, luego de pasar por sus respectivos calderos y multiciclón, son tratados en las celdas de precipitación de las unidades 1,2, y 3 de Cottrell Central sin ningún acondicionamiento adicional.

2.2.5.2 Condiciones Actuales.

El concentrado ya molido es transportado por medio de fajas transportadoras hacia las tolvas de alimentación, ubicados 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 el Tostador de Lecho Turbulento.

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 de alta concentración para la producción de ácido sulfúrico de 98,5%. La alimentación a los Tostadores de Lecho Fluido debe ser en forma de perdigones duros. El concentrado es mezclado en un perdigonador cilíndrico con diversos agentes aglomerantes como sulfato de zinc, ácido sulfúrico y polvos oxidados de zinc recuperados de los ciclones y del Cottrell Central. Luego son tostados a 1000°C

manteniéndose en la cámara de combustión la velocidad de alimentación y el exceso de aire usado. Las reacciones en el tostador son exotérmicas y aproximadamente un 30% del material cargado a los tostadores de Cama Fluida es arrastrado por los gases, lo cual obliga a tener un buen sistema de recuperación de polvos.

En el caso del Tostador de Lecho Turbulento los concentrados son directamente alimentados al tostador por medio de una faja de alta velocidad. El tostador es cilíndrico con una base circular perforada para permitir el ingreso del aire teniendo una temperatura de operación de 960°C. La tostación ocurre en un lecho formado por las partículas gruesas y en la parte superior o en la cámara de combustión por las partículas más finas. Aproximadamente 70% de la carga alimentada es transportada por 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 8,5% , base seca, son enviados a la Planta de Acido Sulfúrico y por otro lado la calcina es molida y enfriada para luego ser bombeada neumáticamente a la tolva de almacenamiento.

2.2.6 Circuito de Residuos Anódicos.

2.2.6.1 Características.

Los lodos anódicos llegan a la Planta de Residuos Anódicos en carros metaleros procedentes de la Refinería de Plomo y en cilindros sellados provenientes de la Refinería de Cobre. Estos lodos son mezclados con los polvos de Cottrell de los convertidores de esta planta, siendo la mezcla en proporción de 60% lodos y 40% polvos. La mezcla es secada, perdigonada y cargada a un horno reverbero para fundir y oxidar el material. Fundida la carga se sangra una escoria rica en antimonio para su tratamiento posterior, mientras que el metal del reverbero se transfiere a una de las cuatro convertidores. Los polvos provenientes de los reverberos son conducidos por un “balon flue” hacia los Cottrelles N°1 y N°2 de la Planta de Residuos Anódicos y los polvos de los convertidores son conducidos a ciclones y luego a bag houses.

2.2.6.2 Condiciones Actuales.

En este proceso la primera escoria, escoria de antimonio de convertidor, contiene mayormente antimonio y un alto contenido de arsénico, este material es enviado al circuito de cobre ó plomo dependiendo de la fluidez operacional. La segunda escoria rica en bismuto se transfiere a un reverbero de reducción donde el óxido se reduce a metal con la ayuda de carbón. En este horno de reverbero se produce una mata de cobre que se envía a la Fundición de Plomo. La escoria del reverbero de reducción recircula a los convertidores y el metal rico en bismuto pasa a las ollas de refinación de bismuto.

La refinación del bismuto se lleva a cabo en cinco etapas siendo la primera una oxidación de cobre el cual es removido en forma de espuma. La adición de soda cáustica en esta primera etapa origina la formación de una escoria cáustica la cual es enviada al reverbero de reducción.

La adición de zinc y aire a esta etapa (Proceso Parkes) produce una espuma de plata la cual es tratada en un crisol especial. En una etapa siguiente se repite el proceso Parkes enviándose la espuma de plata a las ollas de la primera etapa.

En una tercera etapa el aire y el plomo son extraídos con cloro gaseoso formándose una escoria de cloruro de plomo y zinc.

Después de un último tratamiento con fundentes caústicos, el bismuto refinado es moldeado. Ocasionalmente, antes de completar el ciclo de refinación se puede producir una aleación eutéctica de plomo y bismuto, usándose para ello una tercera olla de refinación para su posterior moldeo.

El material remanente de los convertidores contiene aproximadamente 50% Ag y 30% Bi y es transferido a una de dos Copelas para la recuperación de un bullón Doré de 98,8% Ag y 0,3% Au, el cual es enviado a la Refinería de Plata para su tratamiento posterior. La escoria de bismuto regresa al convertidor para la recuperación de bismuto. Los polvos de las copelas son lavados y precipitados electrostáticamente para ser transferidos a la planta de Selenio y Telurio

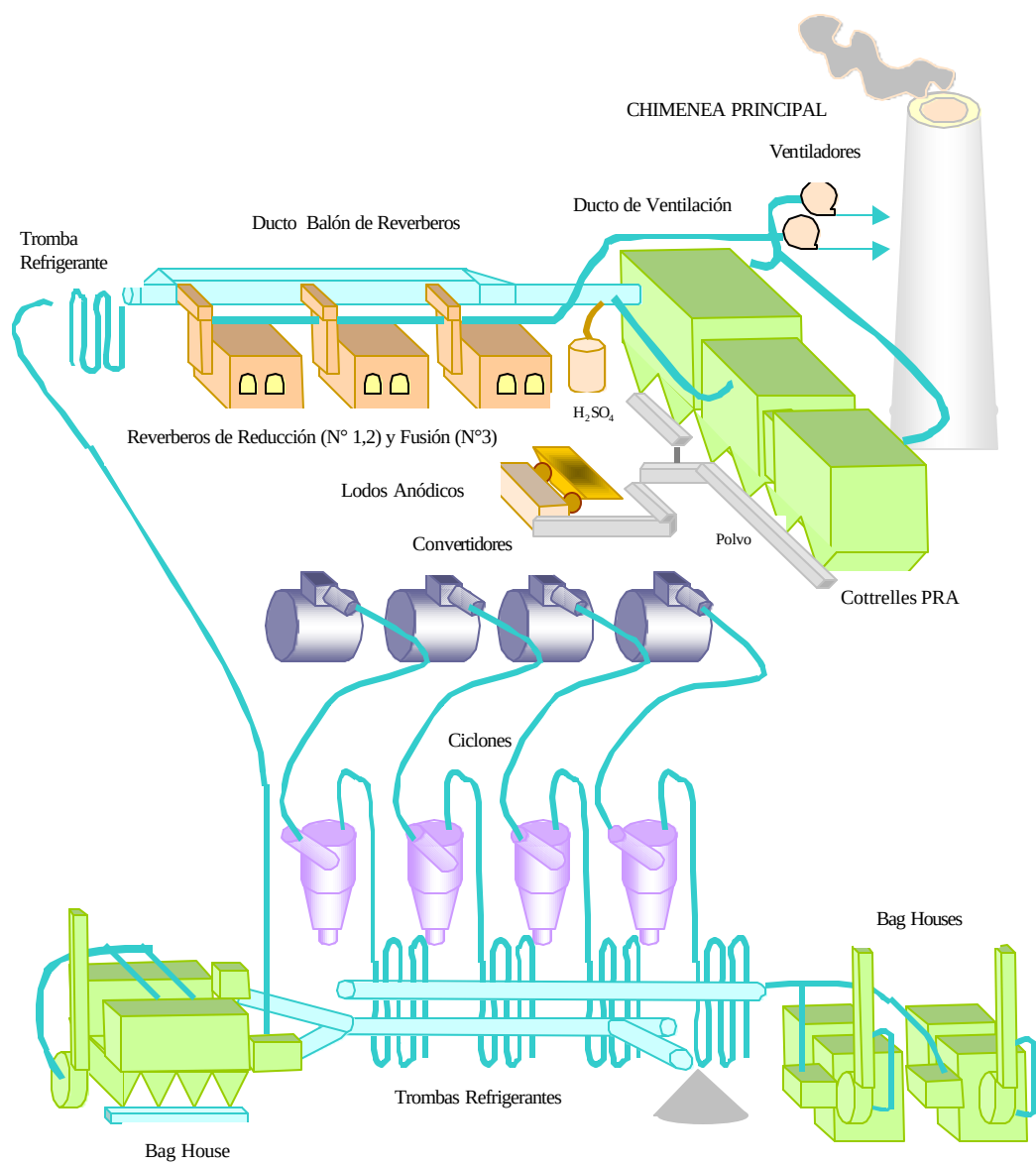


Fig. 2.12 Diagrama de flujo simplificado del Circuito de Residuos Anódicos.

CAPITULO III : DESCRIPCION DEL PROCESO PROPUESTO

3.1 Modificación y mejoramiento propuesto del Circuito de Hornos de Plomo.

3.1.1 Eliminación de la Cámara de Expansión de Hornos de Plomo(LBF)

Actualmente los humos metalúrgicos provenientes de los hornos de manga por su alto contenido de plomo y cadmio primero son conducidos por un ducto hasta llegar a una cámara de expansión, cuyas dimensiones son de 20,63 m de longitud, 2,44 m de altura y 2,74 m de ancho, su estructura es de acero, plomo antimoniado y revestido interiormente con ladrillos refractarios ácidos para controlar la corrosión; aquí es donde este humo es enfriado por intermedio de pulverizadores de agua y acondicionados con SO_3 o ácido sulfúrico gasificado antes de pasar a las unidades 13, 14 y 15 del precipitador electrostático; también parte del polvo es precipitado por expansión dentro de esta cámara originando periódicos programas de limpieza y mantenimiento que involucra un costo adicional para las operaciones de planta.

Por la calidad de material recuperado en estas unidades de precipitación se requiere de un adecuado control de temperatura.

El efecto **pirofórico** de este material, con temperatura mayor a los 90°C ocasiona que el material se encienda dentro de las unidades de precipitación, deteriorando sus elementos y haciendo que su eficiencia de recuperación sea baja, por lo cual se evaluó el uso de CaCO_3 para neutralizar el efecto **pirofórico** del material (disminuye la temperatura) . El lugar elegido para agregar este material es el ducto de gases después de los hornos de plomo.

Por tanto la optimización en el uso del CaCO_3 podría anular en el futuro el uso de la cámara de expansión de gases eliminando a la vez el uso de

pulverizadores de agua que son los causantes de la corrosión y también los periódicos programas de limpieza.

3.1.2 Repotenciación en el Voltaje de las Unidades de Precipitación Electrostática del Circuito de Hornos de Plomo.

Con la realización de mediciones eléctricas en vacío para mejorar los altos voltajes de las unidades 13, 14 y 15 en sus secciones A, B, C y D respectivamente se llegó a la conclusión de repotenciar el voltaje en estas unidades de 25 000 – 28 000 V con los que actualmente opera a 50 000 V, debido a que el efecto Corona es más eficaz mientras más alta sea la descarga eléctrica, la cual es causante del fenómeno de descarga en que las moléculas gaseosas se ionizan por choques de electrones en la región de un fuerte campo eléctrico.

El precipitador debe operar a altos voltajes para producir el chispeo adecuado, siendo lo recomendable de 30 a 90 chispas/minuto.

Por otro lado, en los precipitadores 13, 14 y 15 la presencia de partículas de combustión incompleta de carbono conlleva también a pérdida de la eficiencia eléctrica por disminución en la formación de una corona de descarga eléctrica adecuada, disminuyendo la velocidad de migración entre placas y electrodos ocasionando pérdida de eficiencias de recuperación, haciendo de este modo más imperiosa esta repotenciación con un cambio de los transformadores - rectificadores.

3.2 Optimización de la recuperación de Cadmio y Plomo de los polvos del LBF.

3.2.1 Recuperación Actual.

En la Refinería de La Oroya el Cadmio es obtenido a partir de productos secundarios provenientes de tres fuentes:

- a) Del queque de purificación por la precipitación, con polvo de zinc, del cobre y cadmio contenidos en la solución impura de sulfato de zinc de la Planta de Lixiviación;

- b) De los polvos del LBF (Lead Blast Furnace) esfumados de los hornos de manga de plomo y recuperados por precipitación electrostática en las unidades 13, 14 y 15 del Cottrell Central;
- c) Del queque de cadmio obtenido de la Planta de Tratamiento de Residuos de Lixiviación de Zinc.

El primer material contiene de **5 a 7%** de **Cd** y **0,09%** de **As**; el segundo material contiene de **6 a 10%** de **Cd** y de **2 a 3%** de **As** (material que perjudica la cinética de lixiviación); y el último, de **4 a 5%** de **Cd**: Los tres materiales son tratados en dos circuitos de lixiviación y por separado para producir ambos esponja de cadmio crudo el cual es procesado hasta obtener un metal refinado de alta pureza.

1°Circuito de Lixiviación.- El queque de purificación es lixiviado en ácido sulfúrico el cual disuelve el cadmio, cobre y zinc, al término de la lixiviación se agrega polvo de zinc dosificándose lentamente para precipitar el cobre y zinc. La pulpa es filtrada en un filtro prensa, el residuo de cobre obtenido es lavado y enviado a la fundición. La solución filtrada es pasada a un tanque de cementación donde se precipita el cadmio con polvo de zinc, la pulpa así formada es filtrada, el residuo es lavado y este constituye la esponja de cadmio puro, la solución filtrada de sulfato de zinc es retomada a la Planta Electrolítica de Zinc.

2°Circuito de Lixiviación (Planta de Cadmio N°2).- Los polvos esfumados de los hornos de manga de plomo contienen un alto porcentaje de **Arsénico**, lo que hace casi imposible una lixiviación ácida de este material, por otro lado alrededor del 60% del cadmio contenido se encuentra en forma de compuestos insolubles en agua, como CdS (por las condiciones ácidas agresivas del precipitador electrostático), el 35% como CdSO₄, CdCl₂ y del 5 al 10% está distribuido como CdO y Cd en forma metálica, todos estos son compuestos solubles denominados **Water/s Cd** que prácticamente son los únicos que se lixivian; por esta razón la lixiviación de este material es hecha en soluciones calientes de agua con sulfato de cobre para disolver tanto como sea posible el cadmio metálico presente, con un tiempo de

lixiviación agitada de 6 horas , consiguiéndose una recuperación del **50%** ; la pulpa de lixiviación así obtenida es filtrada en filtros prensa y el residuo obtenido con alto contenido de Pb y Cd insoluble es lavado y **retornado a las Camas** de los hornos de plomo.

La solución filtrada conteniendo al cadmio y de **6 a 8 g / l** de **As** en la solución fluye a través de celdas de cementación (estas cuentan con campanas extractoras, debido a la formación del H_3As , muy tóxico) donde el cadmio es precipitado por medio de **cátodos de zinc**, en forma de esponja de cadmio crudo, luego de un periodo de cosecha de **6 a 10 días**, y es juntado a la esponja de cadmio proveniente del tratamiento del queque de purificación para su tratamiento posterior. La solución remanente del tanque de cementación es filtrada y bombeada al circuito de zinc debido a su alto contenido de este metal.

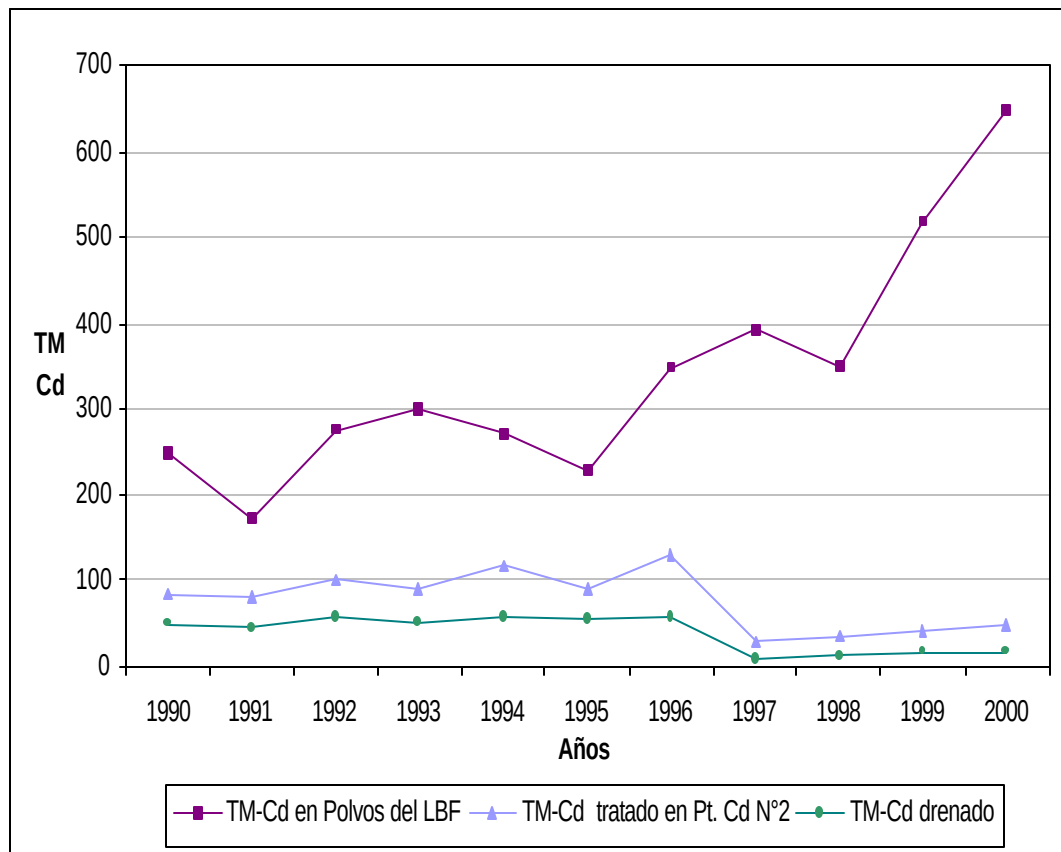


Fig. 3.1 Cd en polvo del LBF total Vs. Drenaje de Cd en la Planta de Cadmio N°2.

3.2.2 Propuesta para una recuperación futura.

3.2.2.1 Opción 1: Nuevo direccionamiento y proceso de los polvos del LBF a la Planta de Cadmio N°2.

En la actualidad, los polvos recuperados y almacenados en las unidades de precipitación 13 – 14 – 15 del circuito de hornos de plomo por su alto contenido de cadmio, son conducidos por medio de un gusano transportador tipo “sin fin” hacia el tanque de repulpado, y de ahí son bombeados a la Planta de Cadmio N°2 para lixiviar el cadmio, obteniéndose una baja recuperación como esponja de cadmio; pero cuando esta planta no procesa estos son bombeados al Tanque N°7 para su retorno a camas.

El procedimiento que se plantea a **corto plazo** es **direccionar** todos los polvos de las unidades de precipitación de los hornos de plomo a los tostadores 9 y 11 en un promedio de 70 TM a la semana. Esto se haría con la finalidad de formar una calcina libre de arsénico (elemento perjudicial para la cinética de lixiviación), y luego de una operación de tamizado se podría destinar esta calcina (con CdO) a la Planta de Cadmio N°2 para lixiviar el cadmio con un mayor porcentaje de eficiencia que el *actual* (75%)

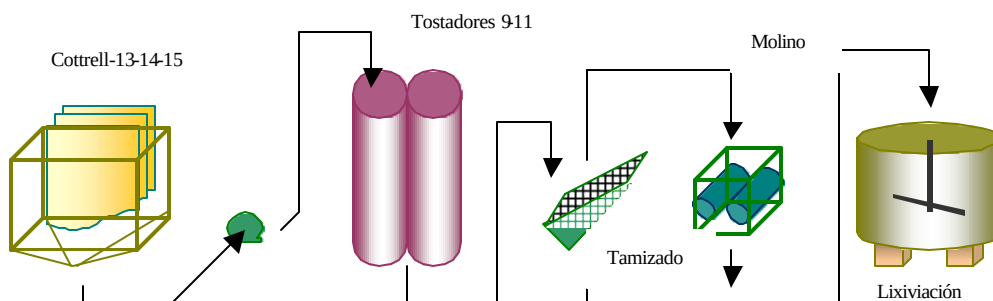


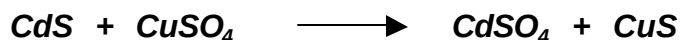
Fig. 3.2 Nuevo direccionamiento y proceso de los polvos del LBF.

3.2.2.2 Opción 2: Ampliación de la Planta de Cadmio N°2.

Se requiere para esto, devolver la función inicial al tanque de lixiviación N°7 que actualmente solo recircula las soluciones. Esta adecuación daría una mayor capacidad de tratamiento adicionándose a la vez un tanque más de circulación de 8787,2 litros de capacidad.

Esto implica también la ampliación en la capacidad de las celdas de cementación equivalente a $2 / 3$ del volumen de cada uno de los 3 bloques para las 4 secciones que lo conforman. De este modo el volumen proyectado de contacto de la solución con los cátodos es de 4315,6 litros además de un incremento de 70 kg de cátodos de zinc adicionales al peso actual que consta aproximadamente de 315 kg

La baja lixiviabilidad del CdS contenido en los polvos LBF puede incrementarse utilizando un segundo solvente, aparte del ácido sulfúrico, el CuSO_4 de acuerdo a la reacción:



De esta manera por tratamiento del polvo LBF con solución ácida de sulfato de cobre, el Cd del sulfato, del óxido y del sulfuro pueden ser transferidos a la solución.

En la Tabla 3.1 se muestra el resultado de experimentos sobre la lixiviación del Cd proveniente de polvo del LBF en el que el Cd estaba parcialmente en forma de sulfuro. Para la obtención de los datos de este cuadro la lixiviación se llevó a cabo con agitación durante **4 horas**, en una razón de líquido / sólido de **10 : 1** y a una temperatura de **50 a 60°C**. En la Tabla 3.2 se aprecia la composición de los productos en el proceso de lixiviación del Cd a partir de polvos del LBF.

Tabla 3.1 EXTRACCION DE CADMIO PROVENIENTE DE POLVO DEL LBF.

Solvente	Extracción			H ₂ SO ₄ libre remanente(g/l)
	Cu	Zn	Fe	
2,5% de H ₂ SO ₄	51	-	-	7,5
5,0% de H ₂ SO ₄	56	72	2	-
2,5% de H ₂ SO ₄ + 13 g/l Cu (CuSO ₄)	71	-	-	9
5,0% de H ₂ SO ₄ + 13 g/l Cu (CuSO ₄)	72	75	44	36

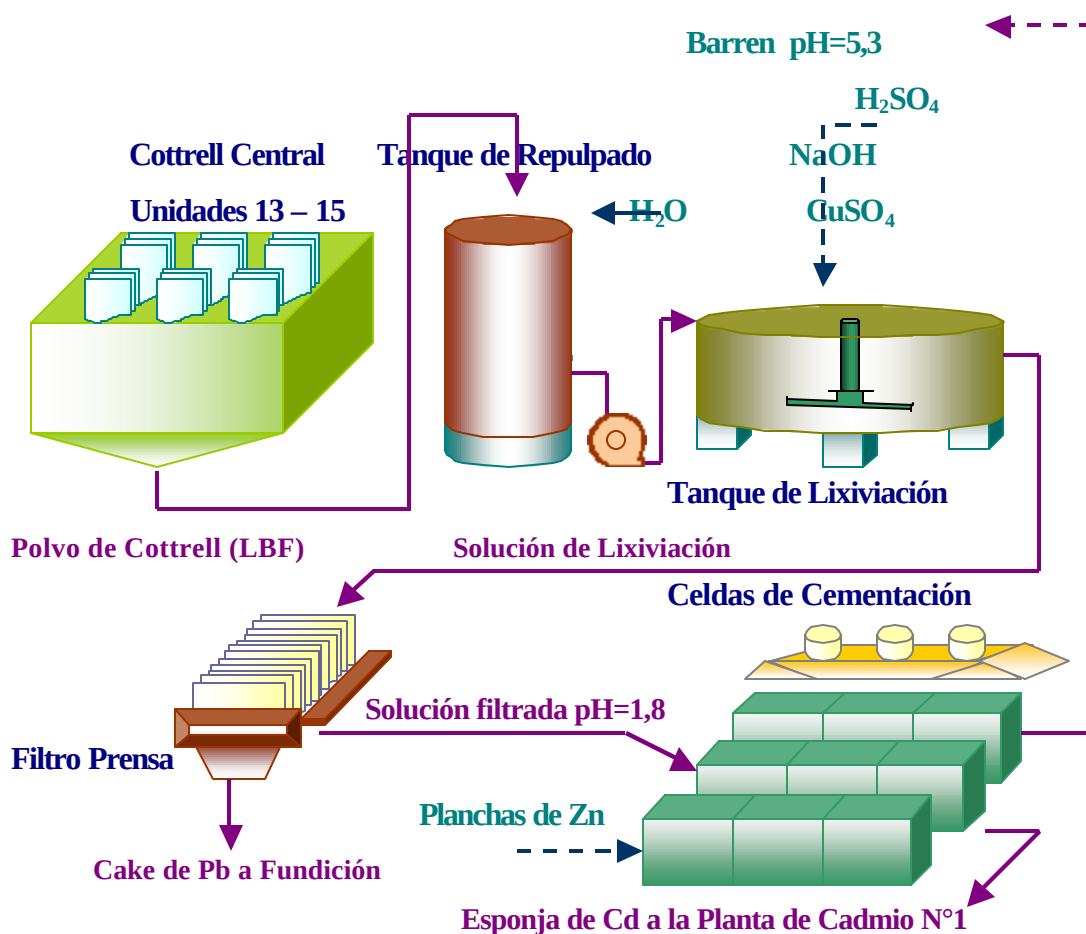


Fig. 3.3 Diagrama de flujo de la Planta de Cadmio N°2 – Proceso Convencional.

Tabla 3.2 COMPOSICION DE LOS PRODUCTOS EN EL PROCESO DE LIXIVIACION DE CADMIO DE POLVOS DEL LBF.

Flujo	(%) W/Cd	(%) Pb	(%) As
Polvo	2,10	49,0	3,2
Cake de Pb	0,45	52,0	2,1
Esponja de Cd	9,00	1,5	7,5
Barren	** 0,03	* - 0,01	* - 2,1

* mg / l

** Cd g / l

3.2.2.3 Opción 3: Tratamiento por fusión reductora de los polvos del LBF con la instalación del Horno Rotativo Corto (SRF) .

Se ha realizado anteriormente en el antiguo Centro de Investigaciones Metalúrgicas de la Cerro de Pasco Corporation, en La Oroya, pruebas experimentales en escala de laboratorio con el Horno Rotativo para fundir sulfuros de plomo concentrados, usando como agente de reducción carbonato de sodio, a fin de obtener plomo metálico por fusión directa de concentrados de alta y baja ley en una sola etapa; o en dos etapas: reducción parcial y aglomeración en la primera, seguida de reducción completa en la segunda etapa, con el uso de carbón, virutas de fierro y en muchos casos sin previa eliminación de azufre.

Estos procesos de reducción son de interés para el tratamiento de los polvos captados en las unidades de precipitación de hornos de plomo previo proceso de tostación sulfatante de estos polvos para la obtención de sulfato de plomo $PbSO_4$ y a la vez la eliminación de arsénico.

En estos experimentos se ha usado como reactivos de reducción carbonato de sodio, fierro metálico (virutas), en combinación con pequeñas cantidades de coque metalúrgico.

Aplicando este proceso, los polvos de cottrell serían previamente tostados en los tostadores 9 y 11 para eliminar el arsénico, luego esta calcina se agregaría dentro de un Horno Rotativo a una temperatura de 1150°C. Con una cantidad teórica de carbonato de sodio y chatarra de hierro sobre el contenido de azufre, se da la reacción en un periodo de treinta minutos entre carga y descarga, reduciéndose este polvo a metal en un 95% de acuerdo a las siguientes reacciones:

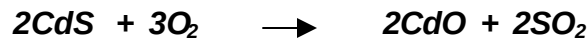
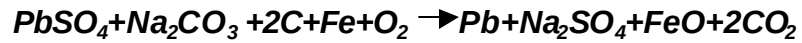


Fig. 3.4 Vista de un Horno Rotativo Corto.

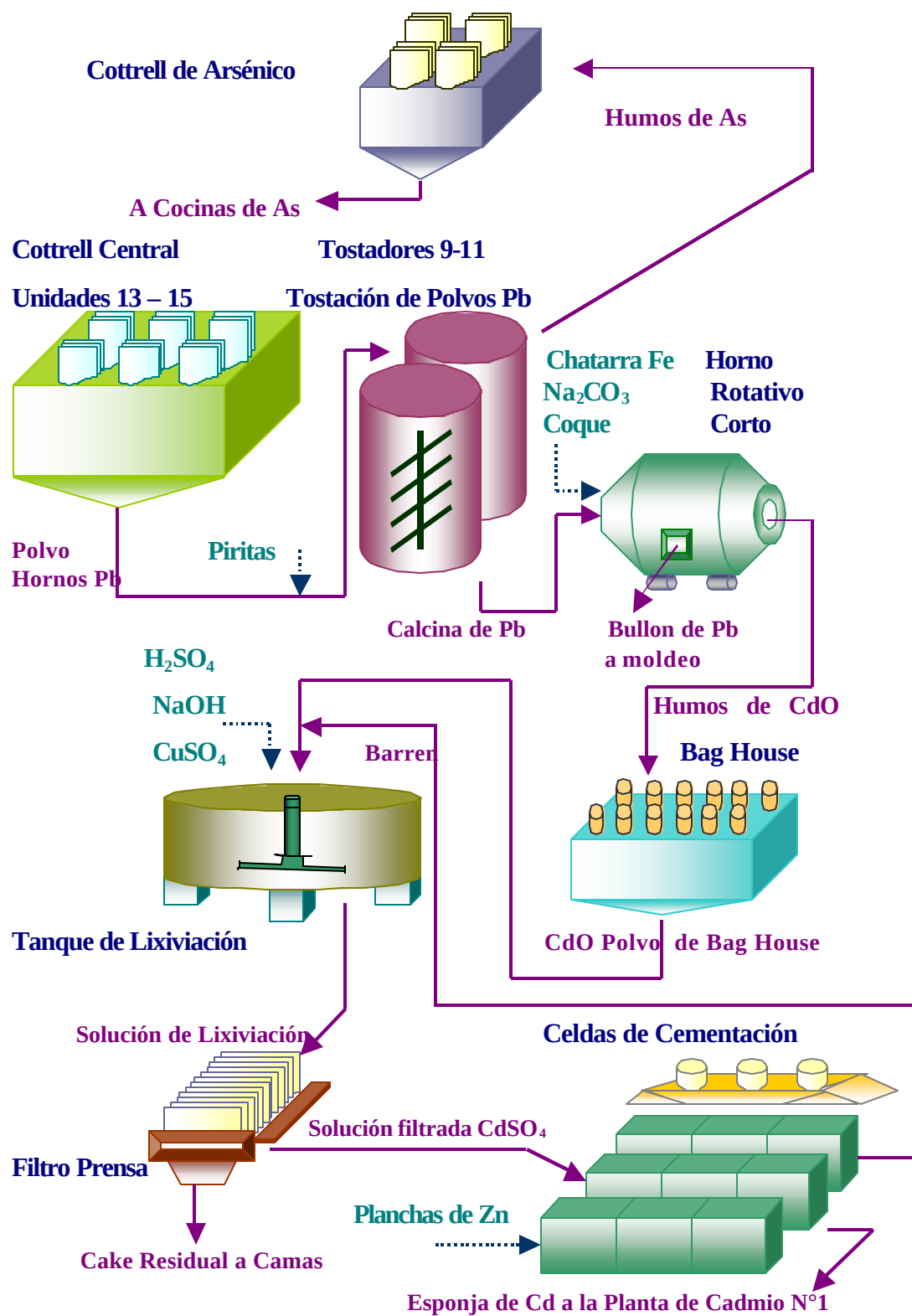


Fig. 3.5 Diagrama de flujo de la Planta de Cadmio N°2 – Proceso Planteado.

3.3 Sistema propuesto de filtración de los polvos de la Planta de Residuos Anódicos (PRA)

3.3.1 Descripción del sistema de precipitación actual.

El Cottrell de la Planta de Residuos Anódicos tiene semejanza con el Cottrell de Arsénico por contar con electrodos y tubos colectores (cortinas) con un circuito de gas en serie. El Cottrell N°1 consta de 3 unidades en serie y el Cottrell N°2 consta de 2 unidades con dos secciones en serie cada unidad.

Actualmente este cottrell se encontraba deteriorado y sin automatización, presentando una eficiencia de **89,1%** por lo que se adoptó darle un riguroso mantenimiento correctivo atenuando de algún modo el problema.

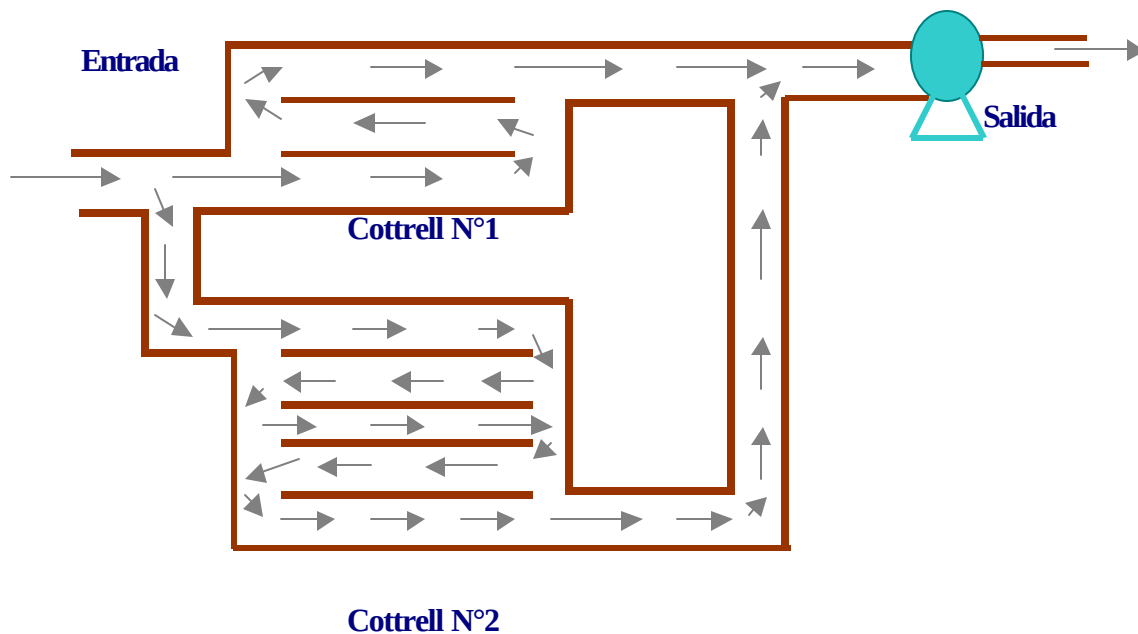


Fig. 3.6 Diagrama del Cottrell de la Planta de Residuos Anódicos.

3.3.2 Descripción del sistema de filtración propuesto.

Es una opción a futuro reemplazar el Cottrell de la Planta de Residuos Anódicos (Cottrell P.R.A) por un Bag House para la capacidad de polvos que trata este cottrell, los cuales proceden de la fusión, oxidación y reducción de los lodos anódicos en los tres pequeños reverberos; también sería necesario conectar el ducto de ventilación al nuevo Bag House para evitar la pérdida de elementos tales como la plata (hasta enero del 2000 representaba aproximadamente el 50 % de sus pérdidas totales).

Por contar con material particulado ácido a 200°C el Bag House a instalar contaría con telas de teflón más costosas en el mercado, pero a largo plazo son una buena inversión en la recuperación de polvos, menores costos de operación y menores costos de mantenimiento.

A continuación se dan las especificaciones básicas del Bag House.

Tabla 3.3 ESPECIFICACIONES BASICAS PARA EL NUEVO BAG HOUSE.

Especificación	Unidades
Velocidad de Succión	45 000 cfm.
Velocidad Interior	12 000 cfm.
Tonelaje de polvo por día	350 kg / día
Temperatura de ingreso	200 ° C
Humedad	17,5 %H ₂ O

CAPITULO IV : INGENIERIA DEL NUEVO PROCESO

4.1 Cálculos Generales del Precipitador Electrostático.

4.1.1 Cálculo del área neta de precipitación.

Cada unidad de precipitación electrostática en la Planta de Cottrell Central tiene cuatro secciones como son A, B, C y D.

Una sección tiene :

- 14 filas de placas colectoras y 13 filas de electrodos.
- 84 placas.
- 156 electrodos.
- 8 cables de tensor.
- 4 tirantes.

4.1.1.1 Area neta de precipitación de una placa.

4.1.1.1.1 Cálculo del área de deposición de polvo .

En la superficie delantera :

$$\begin{aligned} A &= 17'' \times 280,25'' = 4764,3 \text{ pulg}^2 \\ A &= 33,08 \text{ ft}^2 = 3,07 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Entonces esta área es igual para la superficie de la parte posterior.

En la superficie delantera de los brazos :

$$\begin{aligned} A &= 1,75'' \times 280,25'' = 490,44 \text{ pulg}^2 \\ A &= 33,08 \text{ ft}^2 = 0,32 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Para ambos brazos es :

$$A = 0,64 \text{ m}^2$$

Esta área es la misma para el área de la parte posterior.

En la semi – circunferencia el área será :

$$L = 3,1416 \times 0,5'' \times 1,57 \text{ pulg}$$

Entonces como es la mitad donde se deposita será igual a 0,785''

$$\begin{aligned} A &= 20,25 \text{ pulg} \times 10,785 \text{ pulg} = 220 \text{ pulg}^2 \\ A &= 1,53 \text{ ft}^2 = 0,14 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Por lo tanto el área neta es igual a 0,28 m² (para ambos brazos).

4.1.1.1.2 Cálculo del área de deposición de polvo (superficie delantera).

$$\begin{aligned} \text{Area neta (1)} &= 3,07 - 0,64 - 0,28 \\ \text{Area neta (1)} &= 3,99 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

4.1.1.1.3 Cálculo del área de deposición de polvo (superficie trasera) .

$$\begin{aligned} \text{Area neta (2)} &= 3,07 - 0,64 \\ \text{Area neta (2)} &= 3,71 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

4.1.1.1.4 Cálculo del área neta de una placa colectora de precipitación .

$$\begin{aligned} \text{Area neta (1)} &+ \text{Area neta (2)} \\ \text{Area neta} &= 7,7 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

4.1.1.1.5 Cálculo del área neta de precipitación de un electrodo.

$$\begin{aligned} L &= 3,1416 \times 0,125 \text{ pulg} \\ L &= 0,39 \text{ pulg} \end{aligned}$$

Entonces el área neta será :

$$A = 0,39'' \times 275,25''$$

$$A = 107,35 \text{ pulg}^2$$

$$A = 0,74 \text{ ft}^2 = 0,007 \text{ m}^2$$

4.1.1.1.6 Cálculo del área neta de precipitación de una sección .

Como existen 2 filas que terminan en la pared, en estas se depositan solo en la superficie delantera.

En las 12 filas de placas colectoras :

$$A = 12 \text{ filas} \times \frac{6 \text{ placas}}{\text{fila}} \times \frac{7,7 \text{ m}^2}{\text{placa}}$$

$$A = 554,4 \text{ m}^2$$

En las 2 filas de placas colectoras :

$$A = 2 \text{ filas} \times \frac{6 \text{ placas}}{\text{fila}} \times \frac{3,99 \text{ m}^2}{\text{placa}}$$

$$A = 47,9 \text{ m}^2$$

4.1.1.1.7 Cálculo del área neta de precipitación por placa.

$$\text{Area neta de placa / sección} = 10,9 \text{ m}^2$$

4.1.1.1.8 Cálculo del área neta de precipitación de todos los electrodos.

$$A = \frac{156 \text{ electrodos}}{\text{sección}} \times \frac{0,07 \text{ m}^2}{\text{electrodo}}$$

$$\text{Area neta de electrodo / sección} = 10,9 \text{ m}^2$$

4.1.1.1.9 Cálculo del área neta de precipitación de una unidad.

Como tiene cuatro secciones :

$$\text{Area neta / unidad} = 613,2 \times 4$$

$$\text{Area neta / unidad} = 2452,8 \text{ m}^2$$

Tabla 4.1 AREA NETA DE PRECIPITACION PARA LOS DIFERENTES CIRCUITOS.

UNIDADES	AREA NETA DE PRECIPITACION m ²
Nº 1, 2, 3 Circuito de Zinc	7358,4
Nº 4, 5, 6 Circuito de Aglomeración	7358,4
Nº 7, 8, 9, 10, 11, 12 Circuito de Convertidores	14716,8
Nº 13, 14, 15 Circuito de Plomo	7358,4
Nº 16, 17, 18, 19, 20, 21 Circuito del Reverbero	14716,8

4.1.2 Cálculo de eficiencia por circuitos de las Unidades de Precipitación del Cottrell Central.

Para hallar eficiencias por circuito de las unidades de precipitación del Cottrell Central se tendrá en consideración las cantidades en kilogramos de los principales elementos tales como Pb, Cd, As, Ag y Zn que ingresan y salen de dichas unidades de precipitación.

Tabla 4.2 ELEMENTOS METALICOS INGRESANTES POR CIRCUITOS A LAS UNIDADES DE PRECIPITACION DEL COTTRELL CENTRAL.

CIRCUITO	Pb kg/mes	Cd kg/mes	As kg/mes	Ag kg/mes	Zn kg/mes
E1=Tostadores Zn	23.780	3.459	3.459	605,301	1.288.427
E2=Aglomeración Pb	280.369	22.038	15.916	1010,064	16.528
E3=Convertidores Cu	707.299	21.956	189.763	439,121	42.344
E4=Hornos Pb	297.509	58.704	19.378	153,884	62.693
E5=Reverbero Cu	179.902	6.342	199.365	711,15	822.337
Pérdida por la Chimenea Principal	69.699	6.598	24.503	63,26	17.599

Dando variables a los cinco circuitos del Cottrell Central :

X_1 : Cantidad de material precipitado en el circuito de Tostadores de Zn.

X_2 : Cantidad de material precipitado en el circuito de Aglomeración de Pb.

X_3 : Cantidad de material precipitado en el circuito de Convertidores de Cu.

X_4 : Cantidad de material precipitado en el circuito de Hornos de Pb.

X_5 : Cantidad de material precipitado en el circuito de Reverberos de Cu.

Luego realizando un Balance de Masa en la Planta de Cottrell Central:

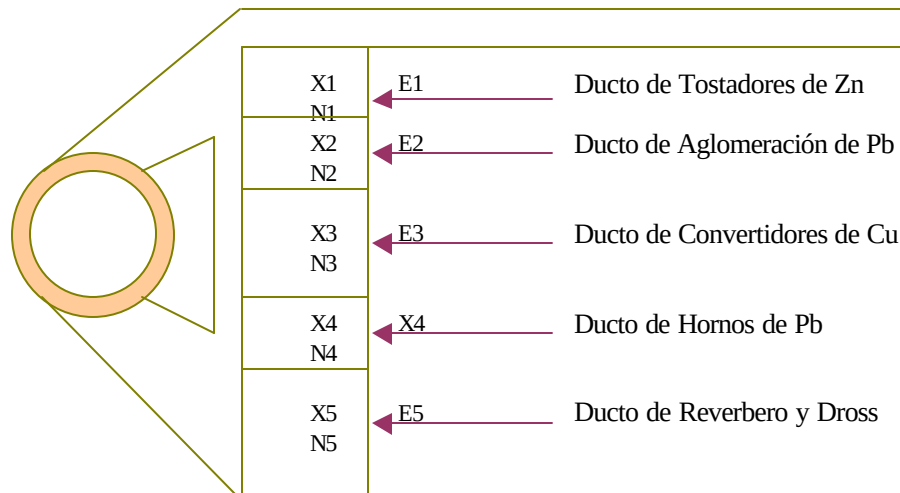


Fig. 4.1 Diagrama del ingreso de elementos metálicos al Cottrell Central.

Donde :

N_1, N_2, N_3, N_4 y N_5 = Eficiencias de recuperación de material particulado de los humos metalúrgicos de las unidades por circuito.

De acuerdo a la Ley de la Conservación de la Materia :

$$\boxed{\text{Entrada} = \text{Salida} + \text{Acumulación}} \dots\dots\dots (1)$$

$$\boxed{\text{Salida} = \text{Entrada} - \text{Acumulación}} \Rightarrow \boxed{S = E - X}$$

Además :

$$S_1 + S_2 + S_3 + S_4 + S_5 = \text{Salida por la Chimenea Principal} \dots\dots\dots (2)$$

$$\text{Entonces :} \quad N = \frac{X}{E} \Rightarrow X = N \times E \dots\dots\dots (3)$$

Reemplazando las ecuaciones (3) y (1) en (2) obtenemos :

$$\boxed{E_1 (1-N_1) + E_2 (1-N_2) + E_3 (1-N_3) + E_4 (1-N_4) + E_5 (1-N_5) = S_{\text{Chimenea}}}$$

Ecuación General :

- Aplicando para el **Plomo** en los cinco circuitos de la tabla anterior :

$$23780(1-N_1) + 280369(1-N_2) + 707299(1-N_3) + 297509(1-N_4) + 179902(1-N_5) = 69699$$

Resolviendo tenemos :

$$23780 \times N_1 + 280369 \times N_2 + 707299 \times N_3 + 297509 \times N_4 + 179902 \times N_5 = 1419160\dots (a)$$

- Aplicando para el **Cadmio** en los cinco circuitos de la tabla anterior :

$$3459(1-N_1) + 22038(1-N_2) + 21956(1-N_3) + 58704(1-N_4) + 6342(1-N_5) = 6598$$

Resolviendo tenemos :

$$3459 \times N_1 + 22038 \times N_2 + 21956 \times N_3 + 58704 \times N_4 + 6342 \times N_5 = 105901\dots\dots\dots (b)$$

- Aplicando para el **Arsénico** en los cinco circuitos de la tabla anterior :

$$3459(1-N1) + 15916(1-N2) + 189763(1-N3) + 19378(1-N4) + 199365(1-N5) = 24505$$

Resolviendo tenemos :

$$3459 \times N1 + 15916 \times N2 + 189763 \times N3 + 19378 \times N4 + 199365 \times N5 = 403378..... \textbf{(c)}$$

- Aplicando para la **Plata** en los cinco circuitos de la tabla anterior :

$$605,3(1-N1) + 1010,06(1-N2) + 409,12(1-N3) + 153,88(1-N4) + 711,15(1-N5) = 63,26$$

Resolviendo tenemos :

$$605,3 \times N1 + 1010,06 \times N2 + 409,12 \times N3 + 153,88 \times N4 + 711,15 \times N5 = 2856,2..... \textbf{(d)}$$

- Aplicando para el **Zinc** en los cinco circuitos de la tabla anterior :

$$1288457(1-N1) + 16528(1-N2) + 42344(1-N3) + 62693(1-N4) + 82237(1-N5) = 17599$$

Resolviendo tenemos :

$$1288427 \times N1 + 16528 \times N2 + 42344 \times N3 + 62693 \times N4 + 82237 \times N5 = 1474630..... \textbf{(e)}$$

Resolviendo simultáneamente las ecuaciones **(a)**, **(b)**, **(c)**, **(d)** y **(e)** tenemos:

Tabla 4.3 EFICIENCIAS DE RECOLECCION DEL COTTRELL CENTRAL.

Nº	UNIDADES DE PRECIPITACION	EFICIENCIA (%)
N1	Circuito de Tostadores de Zn	99,17
N2	Circuito de Aglomeración de Pb	96,59
N3	Circuito de Convertidores de Cu	95,73
N4	Circuito de Hornos de Pb	95,82
N5	Circuito del Reverbero de Cu	95,95
PROMEDIO	COTTRELL CENTRAL	96,65

4.2 Cálculos de Transporte de Material Particulado.

4.2.1 Condiciones Técnicas.

4.2.1.1 Balance de materia del Circuito de Plomo.

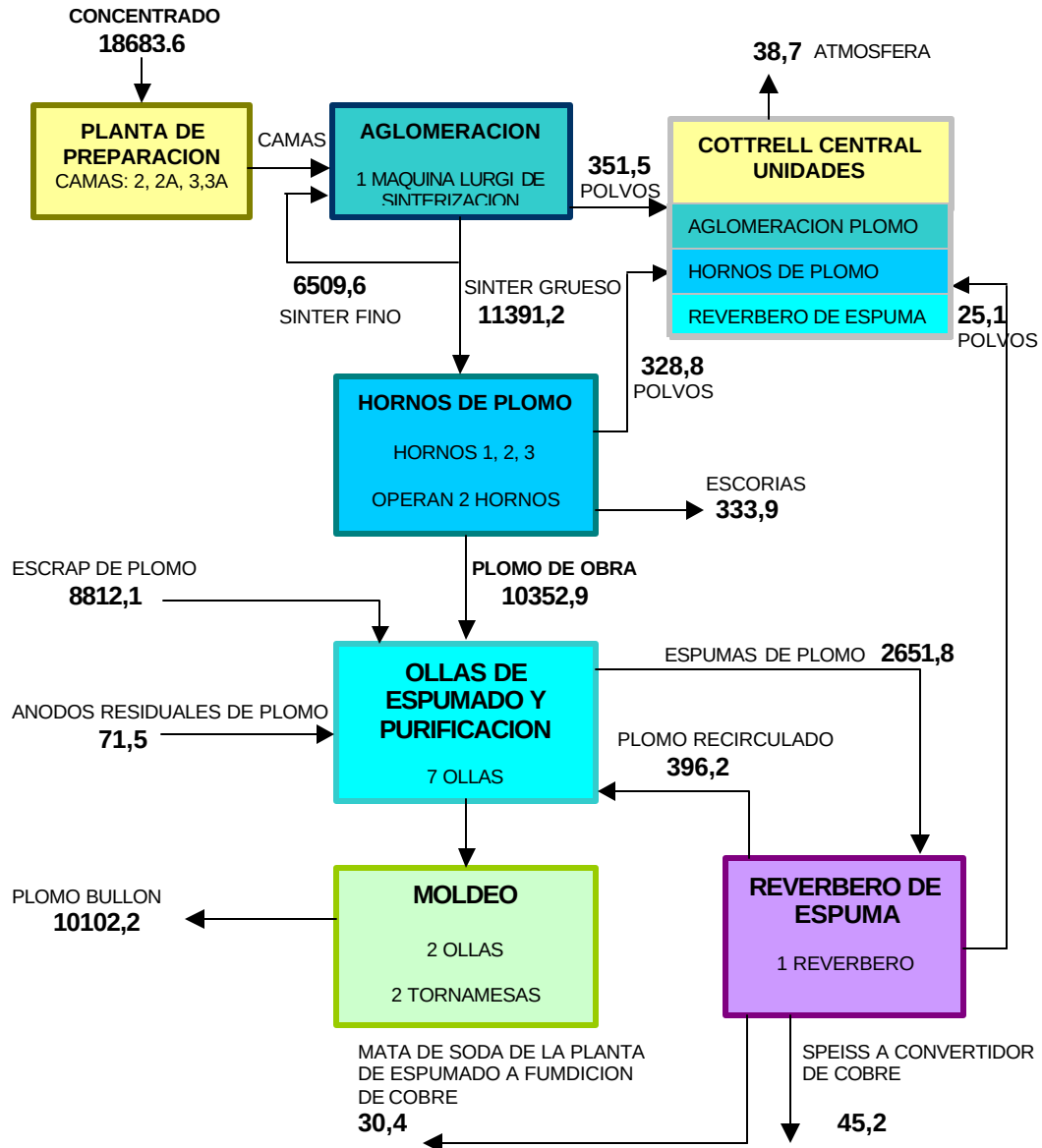


Fig. 4.2 Balance de materia del Circuito de Plomo en TM / Mes – Nov. 1999

4.2.1.2 Cálculo de las T.M.S de polvo pasante por los Ductos de Aglomeración, Hornos de Plomo y Residuos Anódicos.

4.2.1.2.1 Cálculo de las T.M.S de Polvo Pasante por el Ducto de Aglomeración.

4.2.1.2.1.1 Cálculo de la presión absoluta.

$$19,5 \text{ "Hg} - \frac{(0,074 \text{ "Hg} \times 0,50 \text{ "H}_2\text{O})}{\text{"H}_2\text{O}} = 19,5 - 0,037 = 19,46 \text{ "Hg}$$

4.2.1.2.1.2 Cálculo de la velocidad.

$$V = 3,9 \sqrt{\frac{\text{"Hg} \times \text{"H}_2\text{O} \times T^\circ \times 0,3028}{\text{"Hg}}}$$

$$V = 3,9 \sqrt{\frac{29,92 \times 0,16 \times 373 \times 0,3028}{19,46}}$$

$$V = 11,29 \text{ m/s}$$

4.2.1.2.1.3 Cálculo de flujo (m³ / minuto).

$$F = A \times V \times 60 \times 0,02832$$

Donde : A = área transversal en ft / s

V = velocidad en ft / s

F = flujo en m³ / minuto

0,02832 = factor de conversión

Reemplazando :

$$F = 399,99 \times 37,04 \times 60 \times 0,02832$$

$$F = 25175,18 \text{ m}^3 / \text{minuto.}$$

4.2.1.2.1.4 Cálculo del flujo a C.N (m³ / día).

$$F_{CN} = F \times \frac{P}{P_{CN}} \times \frac{T^{\circ}_{CN}}{T^{\circ}} \times 1440$$

$$F_{CN} = 325175,18) \frac{19,46}{29,92} \times \frac{273}{373} \times 1440$$

$$F_{CN} = 17257192,3 \text{ m}^3 / \text{día}$$

4.2.1.2.1.5 Contenido de polvo en el filtro.

$$\text{Temperatura de máquina (}^{\circ}\text{C)} = 16,4 + 273 = 289,4 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Vacío} = 0,709 \text{ "Hg}$$

$$\text{Peso de polvo en el filtro} = 1,137 \text{ g}$$

4.2.1.2.1.6 Cálculo del volumen aspirado.

$$\text{Lectura final} = 73,14 \text{ ft}^3$$

$$\text{Lectura inicial} = \underline{40,45 \text{ ft}^3}$$

$$113,59 \text{ ft}^3 \times 0,02832$$

$$V = 3,217 \text{ m}^3$$

4.2.1.2.1.7 Cálculo del volumen a C.N.

$$V_{CN} = 3,217 \times \frac{273}{373} \times \frac{18,25}{29,92} \times \frac{18,75}{29,92}$$

$$V_{CN} = 0,90 \text{ m}^3$$

4.2.1.2.1.8 Cálculo de los gramos de polvo/m³ depositado.

$$\frac{\text{gramos de polvo}}{m^3 \text{ CN}} = \frac{1,137}{0,90} = 1,26 \text{ g} / m^3$$

4.2.1.2.1.9 Cálculo de las TMS que pasan por el Ducto de Aglomeración.

$$T.M.S = \frac{F_{CN}(\text{ducto})}{\text{día}} \times \frac{m^3}{m^3} \times \frac{g(\text{polvo})}{10 \text{ g}} \times \frac{TM}{g}$$

$$T.M.S = \frac{17257192.3 \text{ m}^3}{\text{día}} \times \frac{1,26 \text{ g}}{m^3} \times \frac{TM}{10 \text{ g}}$$

$$T.M.S = 21,8 \text{ TMS} / \text{día}$$

4.2.1.2.2 Cálculo de las TMS de polvo pasante en el Ducto de Hornos de Plomo.

4.2.1.2.2.1 Cálculo de la presión absoluta.

$$19,5''\text{Hg} - \frac{(0,074''\text{Hg} \times 0,46''\text{H}_2\text{O})}{''\text{H}_2\text{O}} = 19,5 - 0,034 = 19,47''\text{Hg}$$

4.2.1.2.2.2 Cálculo de la velocidad.

$$V = 3,9 \sqrt{\frac{29,92}{19,47} \times 0,417 \times 322 \times 0,3028}$$

$$V = 16,96 \text{ m/s}$$

4.2.1.2.2.3 Cálculo del flujo (m³ / minuto).

$$F = 28,274 \times 55,64 \times 60 \times 0,02832$$

$$F = 2673,12 \text{ m}^3 / \text{minuto.}$$

4.2.1.2.2.4 Cálculo del flujo a C.N (m³ / día).

$$F_{CN} = F \times \frac{P}{P_{CN}} \times \frac{T^{\circ}_{CN}}{T^{\circ}}$$

$$F_{CN} = (2673,12) \frac{19,47}{29,92} \times \frac{273}{373} \times 1440$$

$$F_{CN} = 1.833.323,58 \text{ m}^3 / \text{día}$$

4.2.1.2.2.5 Contenido de polvo en el filtro.

$$\text{Temperatura de la máquina } ^{\circ}\text{C} = 15,4 + 273 = 288,4 \text{ } ^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Vacío} = 1,94 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Peso de polvo en el filtro} = 13,75 \text{ g}$$

4.2.1.2.2.6 Cálculo del volumen aspirado.

$$\text{Lectura final} = 45,32 \text{ ft}^3$$

$$\text{Lectura inicial} = \underline{20,00 \text{ ft}^3}$$

$$= 65,32 \text{ ft}^3 \times 0,02832$$

$$V = 1,85 \text{ m}^3$$

4.2.1.2.2.7 Cálculo del volumen a C.N.

$$V_{CN} = 1,85 \times \frac{273}{373} \times \frac{59,56}{29,92} \times \frac{17,53}{29,92}$$

$$V_{CN} = 1,58 \text{ m}^3$$

4.2.1.2.2.8 Cálculo de los gramos de polvo / m³ depositado.

$$\frac{g \text{ polvo}}{m^3 \text{ CN}} = \frac{13,75}{1,58} = 8,7 \text{ g} / m^3$$

4.2.1.2.2.9 Cálculo de las TMS que pasan por el Ducto de Hornos de Plomo.

$$T.M.S = \frac{1.833.323,58 \times 8,7}{10}$$

$$T.M.S = 15,95 \text{ TMS} / \text{día}$$

4.2.1.2.3 Cálculo del polvo pasante por los Ductos del Circuito de Residuos Anódicos (PRA N°1, PRA N°2 y Ventilación)

4.2.1.2.3.1 Cálculo las TMS de polvo pasante por el Ducto PRA N°1

4.2.1.2.3.1.1 Cálculo de la presión absoluta.

$$19,5''\text{Hg} - \frac{(0,074''\text{Hg} \times 1,1''\text{H}_2\text{O})}{''\text{H}_2\text{O}} = 19,5 - 0,0814 = 19,42''\text{Hg}$$

4.2.1.2.3.1.2 Cálculo de la velocidad.

$$V = 3,9 \sqrt{\frac{29,92 \times 0,412 \times 323 \times 0,3028}{19,42}}$$

$$V = 16,7 \text{ m} / \text{s}$$

4.2.1.2.3.1.3 Cálculo del flujo (m³ / minuto).

$$F = 2,4 \times 54,79 \times 60 \times 0,02832$$

$$F = 223,44 \text{ m}^3 / \text{minuto}.$$

4.2.1.2.3.1.4 Cálculo del flujo a C.N (m³ / día).

$$F_{CN} = 3223,44) \frac{19,42}{29,92} \times \frac{273}{323} \times 1440$$

$$F_{CN} = 176.496,45 \text{ m}^3 / \text{día}$$

4.2.1.2.3.1.5 Contenido de polvo en el filtro.

$$\text{Temperatura de la máquina } ^\circ\text{C} = 13,6 + 273 = 286,6 \text{ K}$$

$$\text{Vacío} = 0,7 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Peso de polvo en el filtro} = 0,20 \text{ g}$$

4.2.1.2.3.1.6 Cálculo del volumen aspirado.

$$\text{Lectura final} = 16,10 \text{ ft}^3$$

$$\text{Lectura inicial} = \frac{10,03 \text{ ft}^3}{}$$

$$= 26,13 \text{ ft}^3 \times 0,02832$$

$$V = 0,74 \text{ m}^3$$

4.2.1.2.3.1.7 Cálculo del volumen a C.N.

$$V_{CN} = 0,74 \times \frac{273}{323} \times \frac{15,8}{29,92} \times \frac{18,68}{29,92}$$

$$V_{CN} = 0,206 \text{ m}^3$$

4.2.1.2.3.1.8 Cálculo de los gramos de polvo / m³ depositado.

$$\frac{g \text{ polvo}}{m^3 \text{ CN}} = \frac{0,20}{0,206} = 0,969 \text{ g} / m^3$$

4.2.1.2.3.1.9 Cálculo de las TMS que pasan por el Ducto PRA N°1.

$$T.M.S = \frac{176.496,45 \times 0,969}{10}$$

$$T.M.S = 0,171 \text{ TMS / día}$$

4.2.1.2.3.2 Cálculo de las TMS de polvo pasante por el Ducto PRA N°2.

4.2.1.2.3.2.1 Cálculo de la presión absoluta.

$$19,5 \text{ "Hg} - \frac{(0,074 \text{ "Hg} \times 0,89 \text{ "H}_2\text{O})}{\text{"H}_2\text{O}} = 19,5 - 0,0659 = 19,43 \text{ "Hg}$$

4.2.1.2.3.2.2 Cálculo de la velocidad.

$$V = 3,9 \sqrt{\frac{29,92 \times 0,59 \times 299 \times 0,3028}{19,43}}$$

$$V = 16,46 \text{ m/s}$$

4.2.1.2.3.2.3 Cálculo del flujo (m³ / minuto).

$$F = 2,9 \times 63,85 \times 60 \times 0,02832$$

$$F = 314,61 \text{ m}^3 / \text{minuto.}$$

4.2.1.2.3.2.4 Cálculo del flujo a C.N (m³ / día).

$$F_{CN} = (314,61) \frac{19,43 \times 273 \times 1440}{29,92 \times 299}$$

$$F_{CN} = 268.675,69 \text{ m}^3 / \text{día}$$

4.2.1.2.3.2.5 Contenido de polvo en el filtro.

Temperatura de la máquina °C	= 13,9 + 273 = 286,9 °K
Vacío	= 1,4 mm Hg
Peso de polvo en el filtro	= 0,3 g

4.2.1.2.3.2.6 Cálculo del volumen aspirado.

Lectura final	= 30,23 ft³
Lectura inicial	= <u>14,21 ft³</u>
	= 44,44 ft³ x 0,02832
V	= 1,26 m³

4.2.1.2.3.2.7 Cálculo del volumen a C.N.

$$V_{CN} = 1,26 \times \frac{273}{299} \times \frac{16,5}{29,92} \times \frac{18,03}{29,92}$$

$$V_{CN} = 0,38 \text{ m}^3$$

4.2.1.2.3.2.8 Cálculo de los gramos de polvo / m³ depositado.

$$\frac{g \text{ polvo}}{m^3 \text{ CN}} = \frac{0,3}{0,38} = 0,785 \text{ g / m}^3$$

4.2.1.2.3.2.9 Cálculo de las TMS que pasan por el Ducto PRA N°2.

$$T.M.S = \frac{268.675,69 \times 0,785}{10}$$

$$T.M.S = 0,21 \text{ TMS / día}$$

4.2.1.2.3.3 Cálculo las TMS de polvo pasante por el Ducto de Ventilación PRA.

4.2.1.2.3.3.1 Cálculo de la presión absoluta.

$$19,5 \text{ "Hg} - \frac{(0,074 \text{ "Hg} \times 0,8 \text{ "H}_2\text{O})}{\text{"H}_2\text{O}} = 19,5 - 0,059 = 19,44 \text{ "Hg}$$

4.2.1.2.3.3.2 Cálculo de la velocidad.

$$V = 3,9 \sqrt{\frac{29,92 \times 0,216 \times 303 \times 0,3028}{19,44}}$$
$$V = 11,85 \text{ m/s}$$

4.2.1.2.3.3.3 Cálculo del flujo (m³ / minuto).

$$F = 4,8 \times 38,89 \times 60 \times 0,02832$$

$$F = 317,15 \text{ m}^3 / \text{minuto}.$$

4.2.1.2.3.3.4 Cálculo del flujo a C.N (m³ / día).

$$F_{CN} = (317,15) \frac{19,44 \times 273 \times 1440}{29,92 \times 303}$$

$$F_{CN} = 267.363,74 \text{ m}^3 / \text{día}$$

4.2.1.2.3.3.5 Contenido de polvo en el filtro.

$$\text{Temperatura de la máquina } ^\circ\text{C} = 15,2 + 273 = 288,2 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\text{Vacío} = 1,5 \text{ mm Hg}$$

$$\text{Peso de polvo en el filtro} = 0,096 \text{ g}$$

4.2.1.2.3.3.6 Cálculo del volumen aspirado.

$$\text{Lectura final} = 40,17 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lectura inicial} &= \underline{16,15 \text{ ft}^3} \\
 &= 56,32 \text{ ft}^3 \times 0,02832 \\
 V &= 1,6 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

4.2.1.2.3.3.7 Cálculo del volumen a C.N.

$$\begin{aligned}
 V_{CN} &= 1,6 \times \frac{273}{303} \times \frac{24,3}{29,92} \times \frac{17,94}{29,92} \\
 V_{CN} &= 0,7 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

4.2.1.2.3.3.8 Cálculo de los gramos de polvo / m³ depositado.

$$\frac{g \text{ polvo}}{m^3 \text{ CN}} = \frac{0,096}{0,7} = 0,137 \text{ g/m}^3$$

4.2.1.2.3.3.9 Cálculo de las TMS que pasan por el Ducto de ventilación PRA.

$$\begin{aligned}
 T.M.S &= \frac{267.363,74 \times 0,137}{10} \\
 T.M.S &= 0,036 \text{ TMS / día}
 \end{aligned}$$

**Tabla 4.4 EFICIENCIA DE RECOLECCION, FLUJO Y CARGA DE POLVO
EN LA PLANTA DEL COTTRELL P.R.A
(DATOS DE PUEBAS DE CONTROL – FEBRERO 2000)**

Punto de muestreo	Temp. °C	Presión estática KPa	Veloc. m/s	Flujo		Carga polvo g/m ³	Efic. (%)
				C.O m³/m.	C.N m³/m.		
Punto 1	441	-0,004	3,5	241,7	60,2	2,56	
Punto 2	280	-0,006	2,0	105,1	33,8	0,98	
Punto 3	286	-0,004	2,3	121,8	38,7	1,78	
Punto 4	47	-0,504	14,2	440,6	219,6	0,11	88,8
Punto 5	31	-0,485	15,3	603,2	317,7	0,17	90,4

**Tabla 4.5 PUNTO DE ROCIO, HUMEDAD DE LOS GASES Y POLVOS
DEL COTTRELL P.R.A**

Punto de muestreo	Temperatura °C	Punto de rocío °C	Humedad %H ₂ O
Punto 1	120	66	30,0
Punto 1	128	70	34,0
Punto 2	76	50	16,7
Punto 2	75	48	15,2
Punto 3	80	54	19,7
Punto 3	78	52	18,2

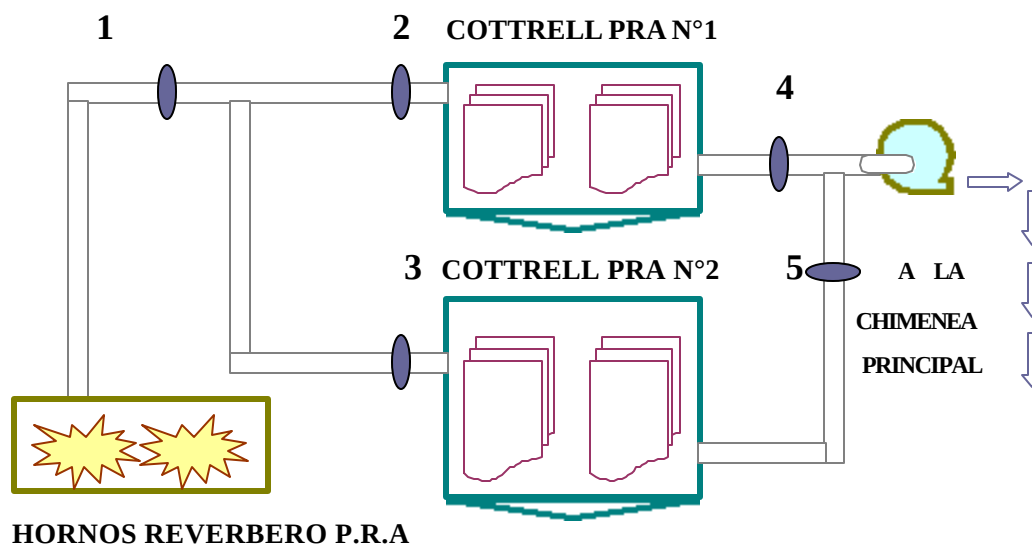


Fig. 4.3 Diagrama de puntos de toma de muestras en los ductos del Cottrell P.R.A

4.3 Cálculos generales de la fusión de Polvos del LBF en un Horno Rotativo Corto (SRF).

4.3.1 Cálculo termodinámico de las reacciones en el Horno SRF.



$$C_p(\text{Pb}) = 7,11 - 0,195 \times 10^{-3}$$

$$C_p(\text{PbSO}_4) = 46,367$$

$$C_p(\text{Na}_2\text{CO}_3) = 45,3$$

$$C_p(\text{Na}_2\text{SO}_4) = 47,092$$

$$C_p(\text{Na}_2\text{S}) = -124,445 + 136,609 \times 10^{-3}$$

$$C_p(\text{CO}_2) = 10,131 + 3,609 \times 10^{-3} - 2,125 \times 10^{-6}$$

$$C_p(\text{FeS}) = 22,606 + 19,997 \times 10^{-3} - 0,337 \times 10^{-6}$$

$$C_p(\text{C}) = 5,841 + 0,104 \times 10^{-3} - 7,559 \times 10^{-6}$$

$$C_p(3\text{Fe}) = 5,733 + 1,998 \times 10^{-3}$$

Compuesto	PbSO ₄	Na ₂ CO ₃	Na ₂ SO ₄	Na ₂ S	FeS	CO ₂
H	-220,635	-270,26	-331,696	-87,5	-24,3	-94,05

$$T_i = 650^{\circ}\text{C} = 923^{\circ}\text{K}$$

$$T_f = 1150^{\circ}\text{C} = 1423^{\circ}\text{K}$$

$$H = [3(-220,635) + 2(-270,26) + (10,239) + 5(5,1198)] - [7(-94,05) + (-331,696) + (-87,5) + (-24,3)]$$

$$H = -64,745 \text{ Kcal / mol} \dots\dots\dots(1)$$

Productos :

$$C_p = [3(7,11 - 0,195 \times 10^{-3}) + (47,092) + (-124,445 + 136,609 \times 10^{-3}) + (22,606 + 19,997 \times 10^{-3} - 0,337 \times 10^{-3}) + (10,131 + 3,609 \times 10^{-3} - 2,125 \times 10^{-3})]$$

$$C_p = 37,49 + 181,284 \times 10^{-3} - 15,212 \times 10^{-3} \text{ cal / grado}$$

Reactantes :

$$C_p = [3(46,367) + 2(45,3) + 5(5,841 + 0,104 \times 10^{-3} - 7,559 \times 10^{-3}) + (5,733 + 1,998 \times 10^{-3})]$$

$$C_p = 264,639 + 0,52 \times 10^{-3} - 7,559 \times 10^{-3} T^2 \text{ cal / grado}$$

Resultado :

$$C_p = -227,149 + 180,764 \times 10^{-3} + 22,583 \times 10^{-3} \text{ cal / grado} \dots\dots\dots(2)$$

Luego : (1) y (2) en (I)

$$H_{\tilde{O}} = \int_{T_i}^{T_f} C_p dT$$

$$\begin{aligned}
H \tilde{O} &= -64745 + [-227,149 T + 180,764 \times 10^{-3} T^2 - 22,583 \times 10^{-5} T^3] \\
&+ [-227,149 T + 180,764 \times 10^{-3} T^2 - 22,583 \times 10^{-5} T^3] \\
&= -64745 + [-227,149 (1423 - 298)] + [180,764 \times 10^{-3} (1423^2 - 298^2)] + \\
&\quad [-227,149 (923 - 1423)] + [180,764 \times 10^{-3} (923^2 - 1423^2)] \\
H \tilde{O} &= -532,324 \text{ Kcal / mol}
\end{aligned}$$

Compuesto	Pb	Fe	C	PbSO ₄	Na ₂ CO ₃	Na ₂ SO ₄	Na ₂ S	FeS	CO ₂	
S		15,48	6,52	1,371	35,48	33,16		35,739	23,0	14,41
51,09										

$$S = [15,5 + 35,74 + 23,0 + 14,41 + 7(51,1)] - [3(35,5) + 2(33,2) + 6,52 + 1,37]$$

$$S = 265,608 \text{ cal / grado - mol}$$

$$S \tilde{O} = S + \int_{298}^T C_p \frac{T}{T} + \int_{298}^T C_p \frac{T}{T}$$

$$S \tilde{O} = 265,608 + \int_{298}^T (-227,149 T + 180,764 \times 10^{-3} T^2 - 22,583 \times 10^{-5} T^3) \frac{T}{T} +$$

$$\int_{298}^T (-227,149 T + 180,764 \times 10^{-3} T^2 - 22,583 \times 10^{-5} T^3) \frac{T}{T}$$

$$S \tilde{O} = 265,608 + \int_{298}^T -227,149 \frac{T}{T} + \int_{298}^T 180,764 \times 10^{-3} + 22,583 \times 10^{-5}$$

$$\int_{298}^T -227,149 \frac{T}{T} + \int_{298}^T 180,764 \times 10^{-3} + 22,583 \times 10^{-5}$$

$$\begin{aligned}
S \tilde{O} &= 265,608 + [-227,149 \times 2,3 \log (1423 / 298)] + \\
&\quad [180,764 \times 10^{-3} + 22,583 \times 10^{-5} (1423 - 298)] + \\
&\quad [-227,149 \times 2,3 \log (923 / 1423)] +
\end{aligned}$$

$$[180,764 \times 10^{-3} + 22,583 \times 10^{-3} (923 - 1423)]$$

$$S_{\text{m}} = 9,459 \text{ cal / grado}$$

$$G = H + T - S$$

$$G = -523,324 \text{ Kcal / mol} + 1423 \text{ grados} \times 9,459 \times 10^{-3} \text{ K cal / grado}$$

$$G = -509,8638 \text{ cal / mol}$$

4.4 Pruebas experimentales de fusión rotativa de los polvos del LBF en el Horno SRF.

4.4.1 Equipos y materiales.

4.4.1.1 Descripción de equipos.

- Horno eléctrico de mufla con resistencias eléctricas.
- Aislante de ladrillo refractario (magnesita)
- Crisoles de cerámica refractaria.
- Lingoteras.
- Termocupla.
- Marcador digital de temperatura.
- Termostato para control de temperatura.
- Cronómetro.
- Motor eléctrico de 1/2 HP con reductor de velocidad a 100 RPM
- Motoreductor de velocidades de 100 RPM a 3 RPM.
- Pedestal de estructura metálica.
- Eje de acero refractario SAE 310 de 3/8" de pulgada con abrazadera.
- Herramientas para fundición (tenazas, alicates, martillos, espátulas)
- Equipo de seguridad (guantes asbestados, anteojos, respiradores)
- Equipo de absorción atómica.
- Equipo de espectrofotometría.
- Balanza electrónica.

- Material de vidrio PYREX para laboratorio.
- Papel filtro.
- Envases de vidrio para muestras.

4.4.1.2 Reactivos.

- Polvos del LBF recuperados de precipitadores electrostáticos.
- Carbonato de sodio.
- Virutas de fierro.
- Coque y/o antracita.

4.5 Procedimiento Experimental.

4.5.1 Muestra.

La muestra de polvo usado en las pruebas experimentales fueron proporcionados por la Empresa DOE RUN PERU.

Estas muestras provienen del material particulado (polvo) emitido por los hornos de plomo, el cual es luego recuperado en los precipitadores electrostáticos de las unidades 13, 14 y 15 del cottrell central.

Una muestra de este concentrado fue secado y tamizado y analizado sus componentes químicos por absorción atómica, los cuales se muestran a continuación:

Tabla 4.6 DISTRIBUCION POR TAMAÑOS DE LOS POLVOS DEL LBF.

Malla (serie TYLER)	Peso de Muestra (g)	Porcentaje en Peso (%)
+ 115	646,2	64,62
+ 150	314,5	31,45
+ 200	26,7	2,67
+ 250	6,2	0,62
+ 300	4,1	0,41
- 300	2,3	0,23

Tabla 4.7 ANALISIS QUIMICO DE LOS POLVOS DE HORNOS DE PLOMO RECUPERADOS EN EL COTTRELL CENTRAL.

Elemento	Pb	Cd	Zn	S	As	Fe	Ins.	Bi	Sb	Cu	Ag
(%)	52,2	10,3	11,0	7,8	3,4	0,8	0,5	0,3	0,2	0,19	0,03

Fuente: Dirección de Asuntos Ambientales – Enero 2000

4.5.2 Horno de fusión - rotación.

Se usó un horno de mufla con calentamiento por resistencias eléctricas, que alcanzó temperaturas de entre 1150°C a 1250°C, suficiente para proporcionar calor en la fusión de las muestras a tratar.

El revestimiento del horno esta conformado de ladrillos refractarios a base de magnesita de alto punto de fusión y baja conductividad térmica que protegen la estructura metálica a base de planchas de acero comercial.

Por otro lado el efecto rotatorio se efectuó de manera indirecta en forma externa, por medio de un motor de eléctrico de 1/2 PH con reductor de velocidad de 100RPM y un motoreductor de velocidad de 100RPM a 3RPM de salida, el cual movía un eje de transmisión externo acoplado al crisol refractario conteniendo la muestra a fundir. El eje de 3/8" ingresa por la puerta semi-abierta del horno formando un ángulo de aproximadamente 45°grados en plena rotación.

Es necesario mencionar que el eje usado fue de un acero llamado refractario o anti-térmico de la serie SAE 310 con alto porcentaje de Cr (24,8) y Ni (19,8%) y otro aleante como es el Mo, que lo hacen justamente adecuado para soportar temperaturas de hasta 1150°C.

4.5.3 Procedimiento.

Todas las pruebas se llevaron a presión atmosférica en el horno semiabierto, para que ingrese el eje de transmisión y gire al crisol con la masa en fusión. Cabe anotar que fue necesario generar mayor cantidad calórica dentro del horno para compensar las pérdidas por la abertura del mismo.

El polvo del LBF fue previamente pesado, tostado a 750°C durante 20 minutos, formándose aglomerados; luego estos aglomerados más los elementos reductores (carbonato de sodio, viruta de hierro y coque), con pesos variantes de aproximadamente 75 gramos se fundieron a 1150°C con rotación constante de 3RPM. Luego de 30 minutos se obtuvo la fusión, que se vació en lingoteras, dejándola enfriar para separar mecánicamente (martilleo) el metal de la escoria y su posterior pesado, análisis químico vía húmeda y análisis de espectrometría.

4.6 Datos Experimentales.

Tabla 4.8 FUSION ROTATIVA DE LOS POLVOS DEL LBF.
(Pruebas Exploratorias)

	Peso (g)	Ensayo (%)				Distribución (%)			
		Pb	Zn	Cd	As	Pb	Zn	Cd	As
1) Muestra									
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	
Viruta de Fe.	3,5								
Na ₂ CO ₃	11								
Coque	7								
	71,5								
Bullón									
Plomo Metálico	20,2	93,33	0,45	0,21	0,098	72,23	1,65	0,82	1,164
Escoria	21,4	3,02				2,47			
Pérdidas	29,9					25,3			
2) Muestra									
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	
Viruta de Fe.	10								
Na ₂ CO ₃	8								
Coque	3,5								
	71,5								
Bullón									
Plomo Metálico	24,1	95,95	0,31	0,37	0,105	88,60	1,36	1,73	1,488
Escoria	25,2	0,90				0,87			
Pérdidas	22,2					10,53			
3) Muestra									
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	
Viruta de Fe.	3								
Na ₂ CO ₃	2,5								
Coque	3								
	58,5								
Bullón									
Plomo Metálico	18,7	93,62	0,39	0,38	0,117	67,08	1,33	1,38	1,287
Escoria	21,4	2,76				2,26			
Pérdidas	18,4					30,66			
4) Muestra									
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	
Viruta de Fe.	10								
Na ₂ CO ₃	10,5								
Coque	3,5								
	74								
Bullón									
Plomo Metálico	24,8	98,96	0,33	0,07	0,091	94,03	1,49	0,34	1,327
Escoria	29,3	0,89				1			
Pérdidas	19,9					4,7			

Tabla 4.9 FUSION ROTATIVA DE LOS POLVOS DEL LBF.
(Agente reductor - Fe.)

			Ensayo (%)				Distribución (%)			
			Pb	Zn	Cd	As	Pb	Zn	Cd	As
1) Muestra										
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	100	
Viruta de Fe.	12,5									
Na ₂ CO ₃	-									
Coque	3,5									
	66									
Bullón										
Plomo Metálico	24,7	99,27	0,45	0,30	0,117	93,95	2,02	1,43	1,699	
Escoria	20,2	2,76				2,14				
Pérdidas	21,1					3,91				
2) Muestra										
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	100	
Viruta de Fe.	15									
Na ₂ CO ₃	-									
Coque	3,5									
	68,5									
Bullón										
Plomo Metálico	24,8	99,39	0,41	0,29	0,091	94,44	1,85	1,39	1,328	
Escoria	22,3	2,91				2,30				
Pérdidas	21,4					3,26				
3) Muestra										
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	100	
Viruta de Fe.	17,5									
Na ₂ CO ₃	-									
Coque	3,5									
	71									
Bullón										
Plomo Metálico	25,1	99,55	0,39	0,21	0,098	95,74	1,78	1,02	1,447	
Escoria	21,4	3,02				2,18				
Pérdidas	24,5					2,08				
4) Muestra										
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	100	
Viruta de Fe.	20									
Na ₂ CO ₃	-									
Coque	3,5									
	73,5									
Bullón										
Plomo Metálico	25,1	99,38	0,41	0,22	0,099	92,57	1,87	1,07	1,462	
Escoria	23,2	3,2				2,84				
Pérdidas	25,2					4,59				

Tabla 4.10 FUSION ROTATIVA DE LOS POLVOS DEL LBF.
(Agente reductor - Na₂CO₃)

	Peso (g)	Ensayo (%)				Distribución (%)			
		Pb	Zn	Cd	As	Pb	Zn	Cd	As
1) Muestra									
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	
Viruta de Fe.	-								
Na ₂ CO ₃	17,5								
Coque	3,5								
	71,5								
Bullón									
Plomo Metálico	23,9	99,35	0,44	0,21	0,098	90,97	1,91	0,97	1,378
Escoria	21,4	3,02				2,67			
Pérdidas	26,2					6,36			
2) Muestra									
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	
Viruta de Fe.	-								
Na ₂ CO ₃	20								
Coque	3,5								
	73,5								
Bullón									
Plomo Metálico	24,2	99,38	0,41	0,22	0,099	92,15	1,80	1,03	1,409
Escoria	25,2	2,9				2,8			
Pérdidas	24,1					5,03			
3) Muestra									
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	
Viruta de Fe.	-								
Na ₂ CO ₃	22,5								
Coque	3,5								
	76								
Bullón									
Plomo Metálico	24,5	99,49	0,30	0,20	0,101	93,39	1,33	0,95	1,456
Escoria	27,2	2,72				2,83			
Pérdidas	23,9					3,78			
4) Muestra									
Concentrado	50	52,20	11,0	10,30	3,40	100	100	100	
Viruta de Fe.	-								
Na ₂ CO ₃	25								
Coque	3,5								
	78,5								
Bullón									
Plomo Metálico	24,8	99,29	0,35	0,22	0,099	94,34	1,58	1,06	1,444
Escoria	27,3	2,91				3,04			
Pérdidas	26,4					2,62			

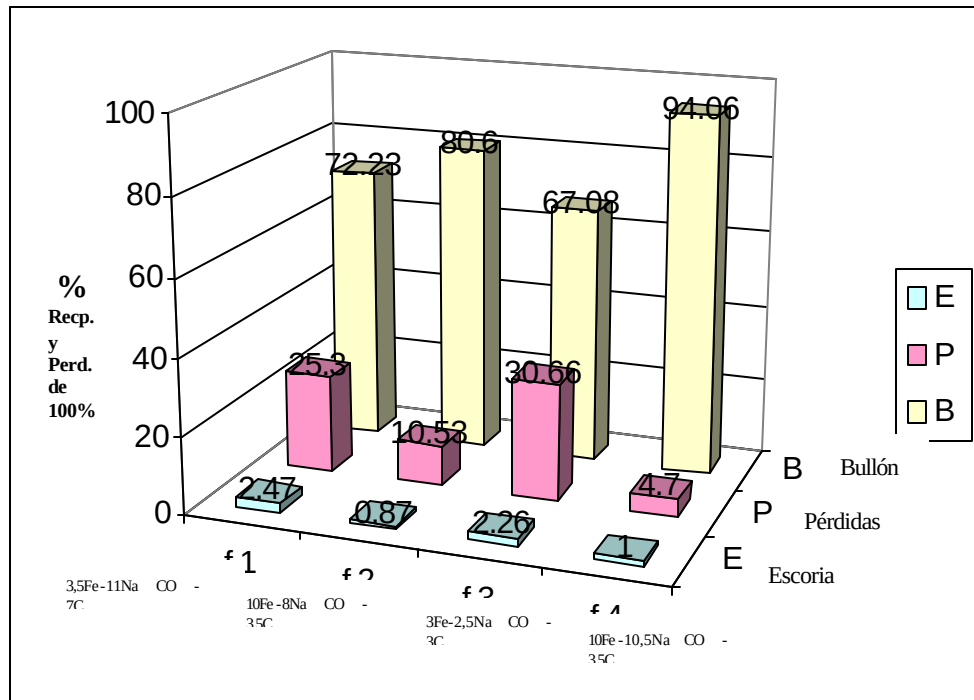


Fig 4.4 Diagrama representativo de la distribución de Pb en los productos finales.

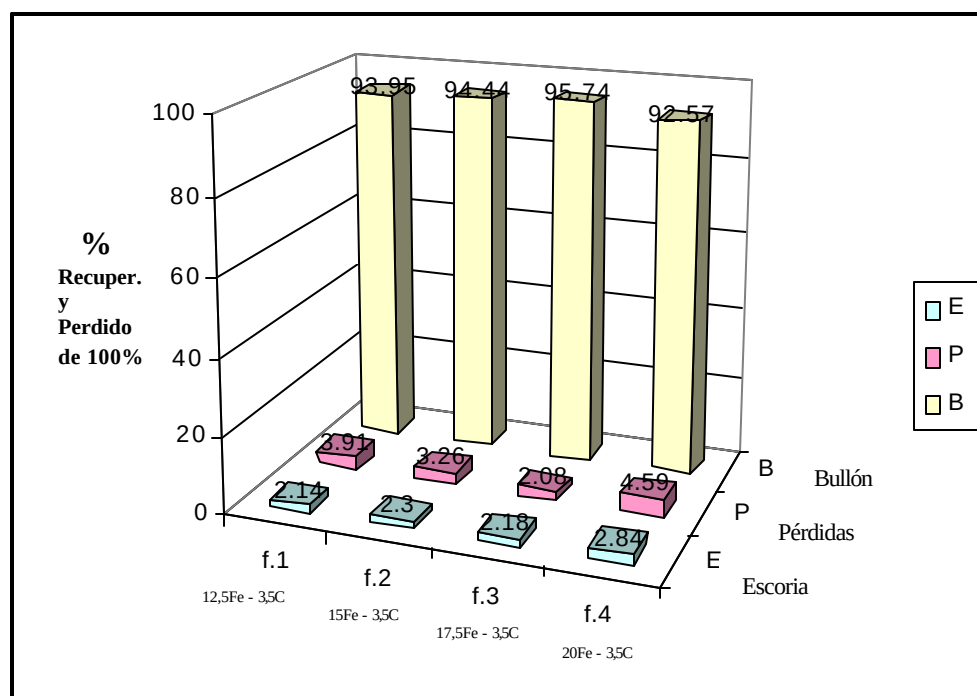


Fig 4.5 Diagrama representativo de la distribución de Pb en los productos finales.

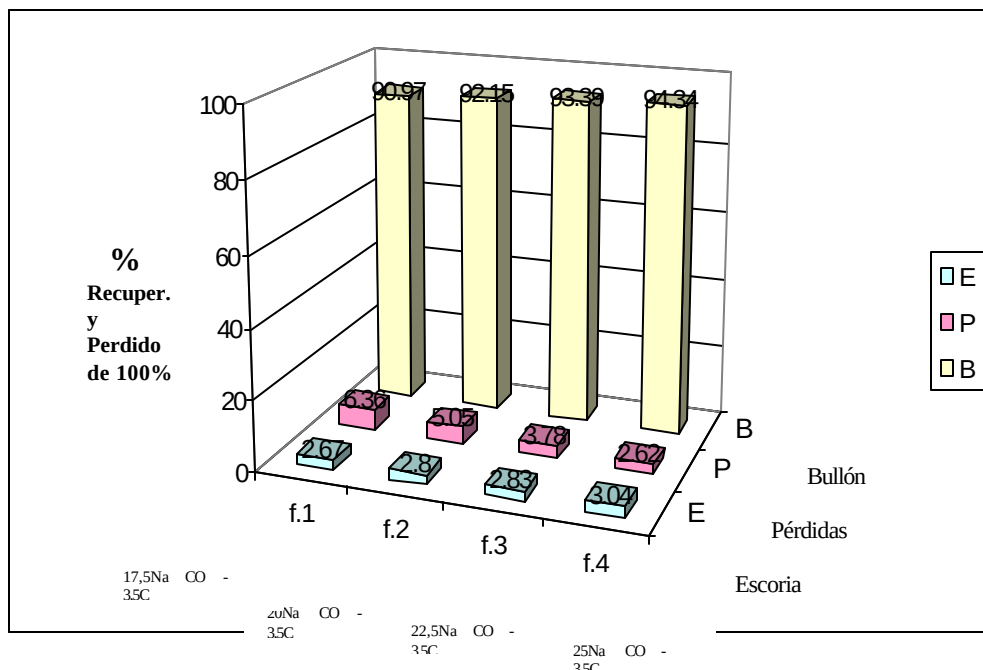


Fig 4.6 Diagrama representativo de la distribución de Pb en los productos finales.

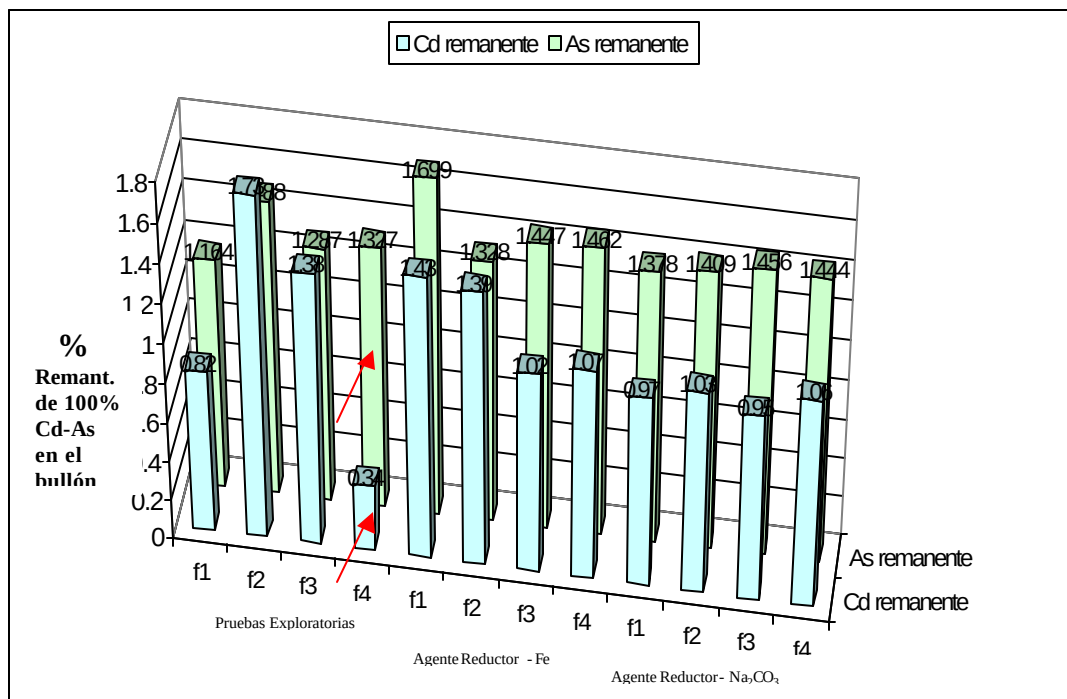


Fig 4.7 Diagrama representativo de distribución de Cd-As en el bullón.

CAPITULO V : RAZONES AMBIENTALES PARA LA ALTERNATIVA PLANTEADA.

5.1 Marco Legal.

La Legislación Minera y Medio Ambiental ha creado dispositivos legales en relación al Sector de Energía y Minas y son los aplicables a Metalurgia Extractiva los cuales se citan a continuación :

- * Decreto Legislativo N°613 (Setiembre, 7, 1990)
Código del Medio Ambiente y de los Recursos Naturales referidos a la actividad minero – metalúrgica y energética.
- * Decreto Supremo N°014 - 92 - EM (Junio, 2, 1992)
Texto Unico Ordenado de la Ley general de Minería.
- * Decreto Supremo N°016 - 93 - EM (Abril, 28, 1993)
Reglamento del Título XV del texto Unico Ordenado de la Ley General de Minería, sobre el Medio Ambiente.
- * Decreto Supremo N°059 - 93 - EM (Diciembre, 10, 1993)
Modificaciones al Reglamento del Título XV, del texto Unico Ordenado de la Ley General de Minería.
- * Decreto Supremo N°011 - 96 - EM / VMM (Enero, 10, 1996)
Niveles máximos permisibles para efluentes líquidos minero – metalúrgicos.
- * ***Resolución Ministerial N°315 - 96 - EM / VMM (Julio, 19, 1996)***
Niveles Máximos permisibles de anhídrido sulfuroso, partículas de plomo y arsénico presentes en las emisiones gaseosas provenientes de las unidades minero – metalúrgicas.

- * Decreto Supremo N°038 - 98 - EM (Noviembre, 30, 1998)
Reglamento Ambiental para las actividades de exploración minera.

Otros dispositivos legales relacionados a la protección del medio ambiente:

- * Decreto Legislativo N°26834 (Julio, 25, 1969)
Ley General de Aguas.
- * Decreto Legislativo N°21147 (Mayo, 14, 1975)
Ley Forestal y de Fauna Silvestre.
- * Decreto Legislativo N°24047 (Enero, 5, 1985)
Ley de Amparo del Patrimonio Cultural de la Nación.
- * Decreto Legislativo N°26834 (Julio, 4, 1997)
Ley de Areas Naturales Protegidas.

Con respecto a este aspecto legal, la **Resolución Ministerial N° 315 – 96 – EM / VMM** establece los niveles máximos permisibles correspondientes a los elementos y compuestos presentes en las emisiones gaseosas, así como a las partículas y elementos metálicos arrastrados por éstas, provenientes de las Unidades Minero – Metalúrgicas, con la finalidad de controlar las emisiones producto de sus actividades y contribuir efectivamente a la protección ambiental.

Tabla 5.1 NIVELES MAXIMOS PERMISIBLES DE CALIDAD DE AIRE.

PARÁMETROS	CONCENTRACION PROMEDIO DIARIO $\mu\text{g} / \text{m}^3$	CONCENTRACION PROMEDIO ANUAL $\mu\text{g} / \text{m}^3$
Anhídrido sulfuroso (SO_2)	572 (0,2) *	172 (0,05)
Partículas en suspensión	350 *	
Plomo		0,5
Arsénico	6	

5.2 Proyectos PAMA.

DOE RUN PERU asumió el compromiso de continuar con el PAMA aprobado por el MEM, con la transferencia de la propiedad, desde el 24 de octubre de 1997 al presente.

La inversión original propuesta en el PAMA fue de US \$107 millones, pero la inversión a octubre del año 1999 de acuerdo a estudios de la empresa y aprobada por el Ministerio de Energía y Minas es de US\$168 millones de inversión.

Dentro del plan actual de mitigación de emisiones de SO_2 por el principio de ajuste de procesos contempla también *reducir emisiones y concentraciones de gases y materiales particulados*, realizándose la inspección de la *chimenea principal y precipitadores electrostáticos de polvo* con el propósito de desarrollar proyectos que permitan incrementar su capacidad de colección de *material particulado*, evitando que éstas se emitan al medio ambiente.

La etapa, al año 1999, de su Proyecto PAMA, denominada “*Manipuleo de Gases*” se encuentra en la fase de *Estudio de Alternativas*; es por eso que la implementación del Homo SRF es una alternativa necesaria para los propósitos de la empresa.

5.3 Eliminación de Efluentes Contaminantes.

Los efluentes contaminantes a eliminar con este proceso alternativo de fusión no son, básicamente gases, sino materiales particulados finos principalmente de *plomo* y *cadmio* del circuito de los Hornos de Plomo; así como también, de *plata* y demás volátiles de la Planta de Residuos Anódicos, a la cual ingresan con los *lodos anódicos* de las refinerías de Plomo y Cobre, y que más tarde serán despedidos debido a sus procesos de fusión.

Los materiales particulados de plomo y cadmio que se despiden de los hornos de plomo se encuentran principalmente en forma polvos finos de *sulfatos* y *óxidos* que son perjudiciales para la salud, provocando *saturnismo* por el plomo y *cáncer* por el cadmio.

Así también, pero en menor cantidad debido a su volumen de producción, la Planta de Residuos Anódicos despide materiales particulados tóxicos en forma de polvos finos de variada composición, entre los que está el plomo y un elemento de mayor valor comercial como lo es la *plata* a la cual se debe dar especial atención, no como contaminante sino como elemento de mayor valor comercial que es perdido en el ambiente junto con el plomo y cadmio.

CAPITULO VI : EVALUACION ECONOMICA.

6.1 Estimación de Costos del Proceso.

6.1.1 Recuperación de plomo y cadmio con el sistema SRF.

La segunda alternativa a largo plazo es la puesta en operación de un horno rotatorio corto (SRF) y los costos de operación sin incluir el costo de adquisición del horno se muestran a continuación :

Costo de Operación

Labor y supervisión.....	\$ 214 000
Petróleo.....	\$ 623 000
Coque fino – 16% de polvo.....	\$ 103 000
Viruta de Fe fundido.....	\$ 175 000
Carbonato de sodio – 10% de polvo.....	\$ 196 000
Costo del Horno SRF + Bag House.....	<u>\$ 85 000</u>
Total.....	\$ 1 396 000

6.2 Análisis Económico.

6.2.1 Análisis del Costo Beneficio.

6.2.1.1 Costo Beneficio del Proceso SRF :

Costo Inicial de procesamiento (Costo de Operación) de la

Planta SRF.....\$ (1 396 000)

Recuperación de Plomo para el bullón producido en SRF

3700 x \$ 100.....\$ 370 000

Costo de procesamiento de polvo del SRF concentrado en la

Planta de Cadmio N°2; $1080/2400=0,45$ x \$92 000.....\$ (41 000)

Costo para la recuperación de las 360 TM de sulfato de plomo

360 x \$ 88\$ (32 000)

Recuperación de bullón a partir del sulfato de plomo

360 x 0,5 x 0,95/0,96 = 178 x \$100 \$ 18 000

Ahorro en costo de Speiss almacenado vs. el depósito de igual

cantidad de As_2O_3 ; 357 x 0,33 x \$ 80.....\$ 9 000

Recuperación en el costo por eliminación de 356 m³ = 2029

TM de As en los Tostadores 9 y 11 ; 356 x \$ 980.....\$ 353 000

Costo por fundir 1320 TM de soda en el horno de plomo

1430 x 0,10 x \$ 150.....\$ (21 000)

Beneficio (Ahorro) en el costo de no tratar 286TM/ 0,75=381

TM / 0,059 = 6 500 TM del mismo polvo en Cadmio N° 2

(6500/2400=2,7) x \$92000.....\$ 248 000

Beneficio (Ahorro)en el costo de no tratar el sulfato de plomo

resultante en la cama de plomo y hornos de plomo ; 6500 x

\$ 88.....\$ 572 000

Costo por el tratamiento del plomo bullón producido de

6500TM de sulfato de plomo 6500 x 0,5 x 0.95 / 0,96 =

3216 x \$100.....\$ (322 000)

Beneficio (Ahorro) del nuevo concentrado sobre las mismas

TM de S contenido en 6500 TM de sulfato de Pb ; 6500 x

0,13/0,22=3840 x \$278.....\$ 1 067 000

Costo de conversión del concentrado de Sulfato de Pb a
bullón 3840×488\$ (338 000)

Beneficio en la recuperación de \$100 / TM de bullón;
 $38 \times 0,52 \times 0,95/0,96 = 1976 \times \$100$\$ 198 000

Costo Beneficio neto (en 302 días = \$ 2550 por día).....\$ 770 000

El Costo Beneficio de operación de un SRF (Horno Rotativo Corto) para control de Cadmio y Plomo en el segundo año puede ser de al rededor de $\$2550 \times 180$ días o equivalente a \$459 000.

Resultado positivo que beneficia en la recuperación de Plomo, Cadmio y disminución en la emanación al medio ambiente de las mismas.

CONCLUSIONES

- El actual proceso de lixiviación del cadmio con el cual se viene operando no soluciona el problema de la contaminación por cadmio, por que solo trata 180 TM/mes de polvo LBF operando las 24 horas y esto no garantiza la recuperación de todo el cadmio que ingresa por los circuitos de Cobre y Plomo.
- El cadmio se ha estado concentrado en los circuitos del Complejo Metalúrgico por la no operación de la Planta de Cadmio N°2 durante los años 1997, 1998 y 1999.
- Se puede solucionar el problema de contaminación por cadmio y también el drenaje parcial de arsénico al fundir todo el polvo disponible en un Horno Rotativo Corto (asumiendo que las unidades 9 y 11 de la Planta de Tostación sigan operando con normalidad).
- El Proceso de Fusión en Horno Rotatorio viene siendo aplicado actualmente por la empresa canadiense Brunswick Mining & Smelting Corp. Ltd. (Noranda). Las investigaciones realizadas por nosotros hacen factible su aplicación a la realidad peruana.
- En nuestro caso el material particulado recuperado en el Bag House del Horno Rotatorio Corto contiene gran cantidad de CdO muy fácil de lixiviar con soluciones de ácido sulfúrico, llegando a alcanzar recuperaciones mayores a 90%.
- Existe también una ventaja al tratar los polvos del LBF con el Horno Rotativo Corto, y es la de aumentar la producción de bullón de plomo en 2500 TM/mes y con ello se llegaría a alcanzar la producción de Plomo Refinado de 12500 TM/mes.
- Este mismo proceso puede ser aplicado para tratar polvos recuperados de otros circuitos del complejo Metalúrgico con alto contenido de plomo como es el caso del circuito de Convertidores de Cobre, habiendo la necesidad de realizar nuevas pruebas para la identificación de sus parámetros de operación.

RECOMENDACIONES

- Se recomienda el uso de un Homo Rotativo Corto para tratar los polvos de los hornos de plomo que han pasado por el Cottrell y hacer una lixiviación de los nuevos polvos retenidos en el bag house, para la recuperación más eficiente del cadmio contenido.
- Realizar pruebas a nivel de planta semipiloto con un Homo Rotativo prototipo con capacidad para fusiones de hasta 100 kg por carga.
- Realizar pruebas de lixiviación con los polvos del bag house del homo piloto y determinar la eficiencia de la recuperación de cadmio con el proceso propuesto con respecto al actual que se sigue en la Planta de Cadmio N°2.
- Realizar los mismos estudios, para tratar en especial los polvos de la planta de Aglomeración (Polvos de la Planta de Sinter) y otros cuyos elementos nocivos solubles pasan actualmente a la atmósfera en La Oroya.
- Los polvos de los hornos de plomo que pasan por el Cottrell se recomienda que sean peletizados y tostados para obtener un mejor producto.

REFERENCIAS

AN INTRODUCTION TO ELECTROSTATIC PRECIPITATION IN THEORY AND PRACTICE.

H. E . Rose - A. J . Wood

Segunda Edición 1986, Impreso en Holanda - N.V Grafische Industrie Haarlem.

Páginas; 33 – 41

BAG HOUSE ACCESORIES (SEMINARIO)

BHA - Mantenimiento de Equipo de Control Ambiental.

Impreso en 1996, USA

Páginas; 12-17 – 31-32

CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK

Robert H Perry - Cecil H. Chilton

Quinta Edición 1990, Impreso en Japón-Mc Graw Hill and Kogakusha, Ltd.

Páginas; 20-48 – 20-86

HSC CHEMISTRY - THERMOCHEMICAL DATABASE

Outokumpu Research Oy.

Versión 2.03 for Windows; Desarrollado en Finlandia 1994

INORGANIC CHEMISTRY(An Industrial and Environmental Perspective)

T. W Swaddle

Primera Edición 1997, Impreso en USA-Academic Press.

Páginas; 23-25, 419

INDUSTRIAL ELECTROSTATIC PRECIPITATION

Publishing Company, Addison - Wesley

Segunda Edición 1983, Impreso en USA (Massachusetts)

Páginas; 19 – 25

MANUAL DE OPERACIONES – PLANTA DE COTTRELL CENTRAL

Ediciones de la Ex Empresa Minera del Centro del Perú 1995, Impreso en Perú (La Oroya)

Páginas; 3 – 16

MATERIALS THERMOCHEMISTRY

Kubaschewski O., Alcock C. y Spencer P. S

Sexta Edición 1993, Impreso en Reino Unido (Pergamon)

Páginas; 10 – 20

PANORAMA MUNDIAL DEL CADMIO (Febrero de 2001)

WEB SIDE : [http:// itge. mma. es / panorama / cadmio. htm](http://itge.mma.es/panorama/cadmio.htm)

PYROMETALLURGY NEAR THE END OF THE 20TH CENTURY

Nickolas J. Themelis

Industrial Insight – Agosto de 1994 , Publicado en USA.

Páginas; 54 - 55

SELF-FLUXING LEAD SMELTING

Werner Schwartz - Wolfgang Haase

Transactions of the Metallurgical Society of AIME.

Publicado en Octubre de 1962, USA

Volumen ; 224

THE OROYA METALLURGICAL OPERATIONS

Ediciones de la Ex Empresa Cerro de Pasco Corporation - Smelting and Refining Departament 1970, Impreso en Perú (La Oroya)

Páginas; 17 - 18, 32 - 36, 58 - 60

THE ART OF ELECTROSTATIC PRECIPITATION

Jacob Katz. P. E

Tercera Edición 1989, Impreso en USA - Precipitation Technology Inc.

Páginas; 54 – 61

THERMODYNAMICS OF CONVERTING LEAD SULFIDE

R. Shuhman Jr. , Pei – Chen Chen , P. Palanisamy and D. H. R. Sarma

Metallurgical Transactions 7B - Marzo de 1976, Publicado en USA

Páginas; 95 – 111

USO DEL HORNO ROTATORIO PARA FUSION DE BATERIAS DE DESECHO (Marzo de 2001)

WEB SIDE : [http:// ine. gob. mx / degoeia / mapas96 / tamp / saloga. htm](http://ine.gob.mx/degoeia/mapas96/tamp/saloga.htm)

WASTE CHARACTERISATION, TESTING AND MODIFICATION :
A CASE STUDY FOR SECONDARY LEAD SLAG

A.E. Lewis, A. Hugo, C. Beaument.

International Mining and Environment Congress,

Publicado en Julio de 1999, Perú

Páginas 471 – 482

ANEXOS

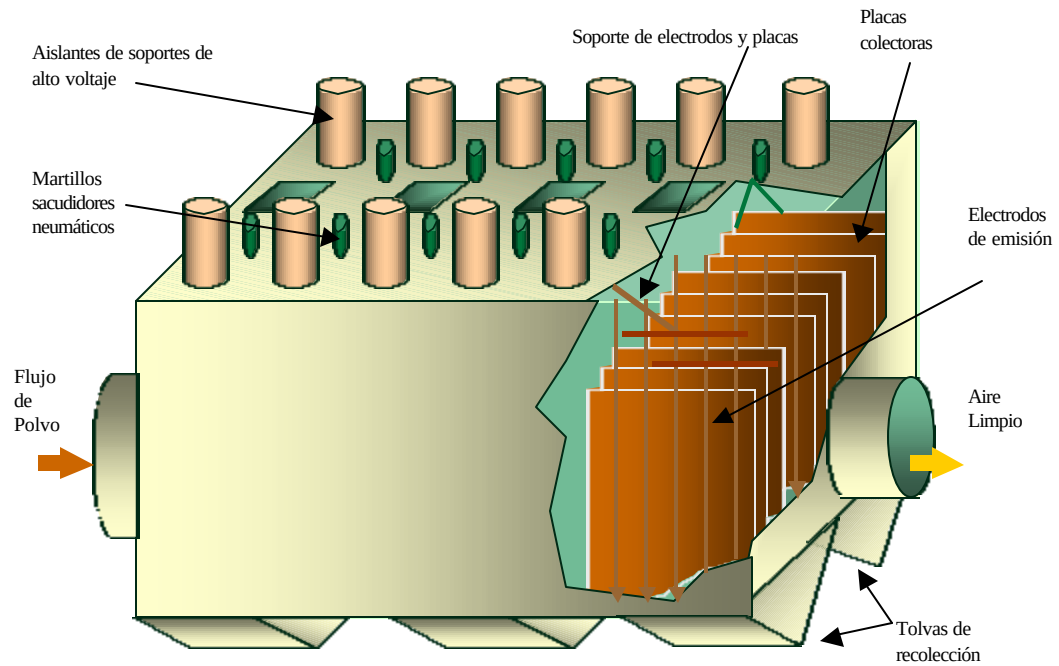


Fig. 1 Vista isométrica y corte del Precipitador Electrostático-Cottrell

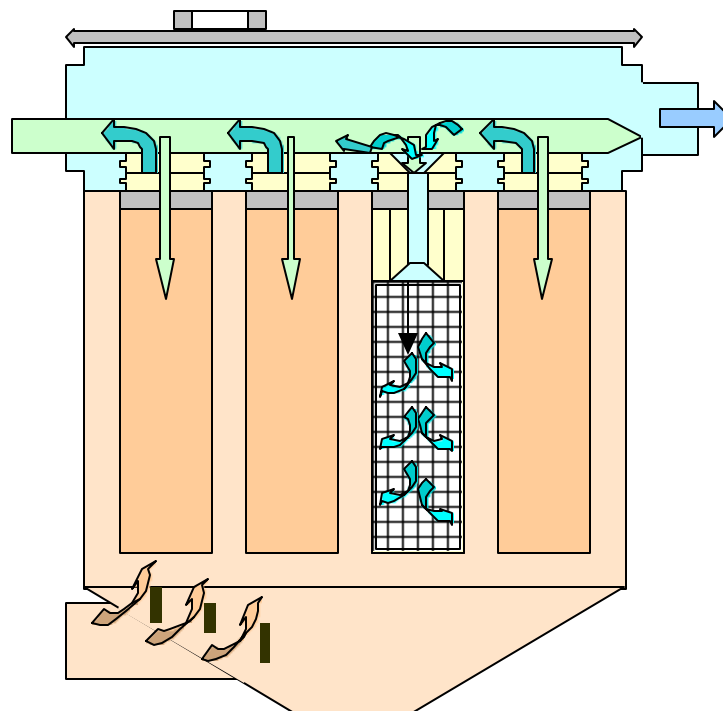


Fig. 2 Vista de corte de un filtro de bolsas - Bag House

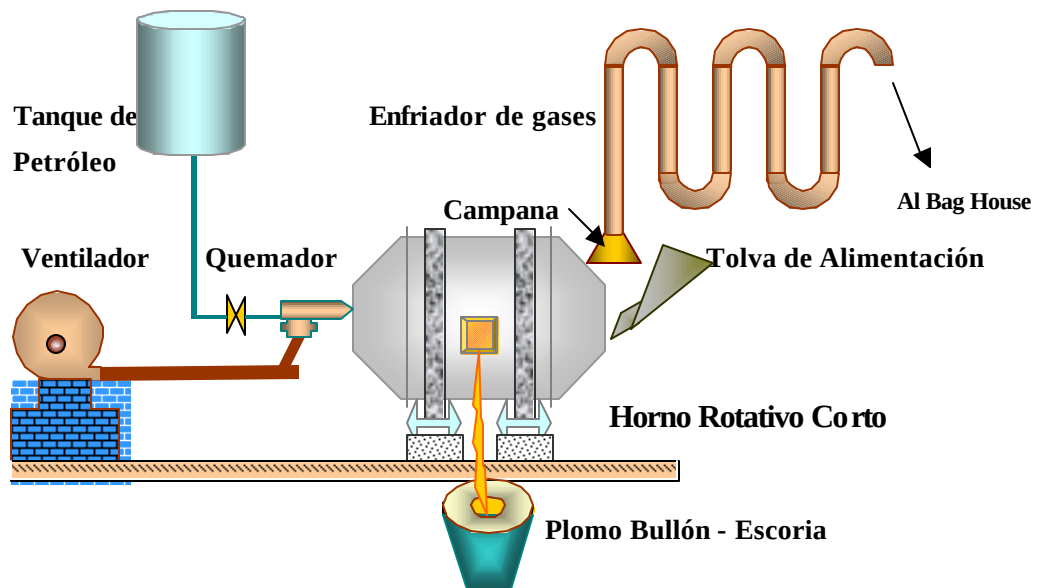


Fig. 3 Diagrama representativo del sistema de fundición con el Horno Rotativo Corto (SRF)



Fig. 4 Vista de la colada de un Horno Rotativo Corto (SRF)



Fig. 5 Vista del quemador de un Horno Rotativo Corto (SRF)



Fig. 6 Vista del transporte de un Horno Rotativo Corto (SRF)

ANEXOS

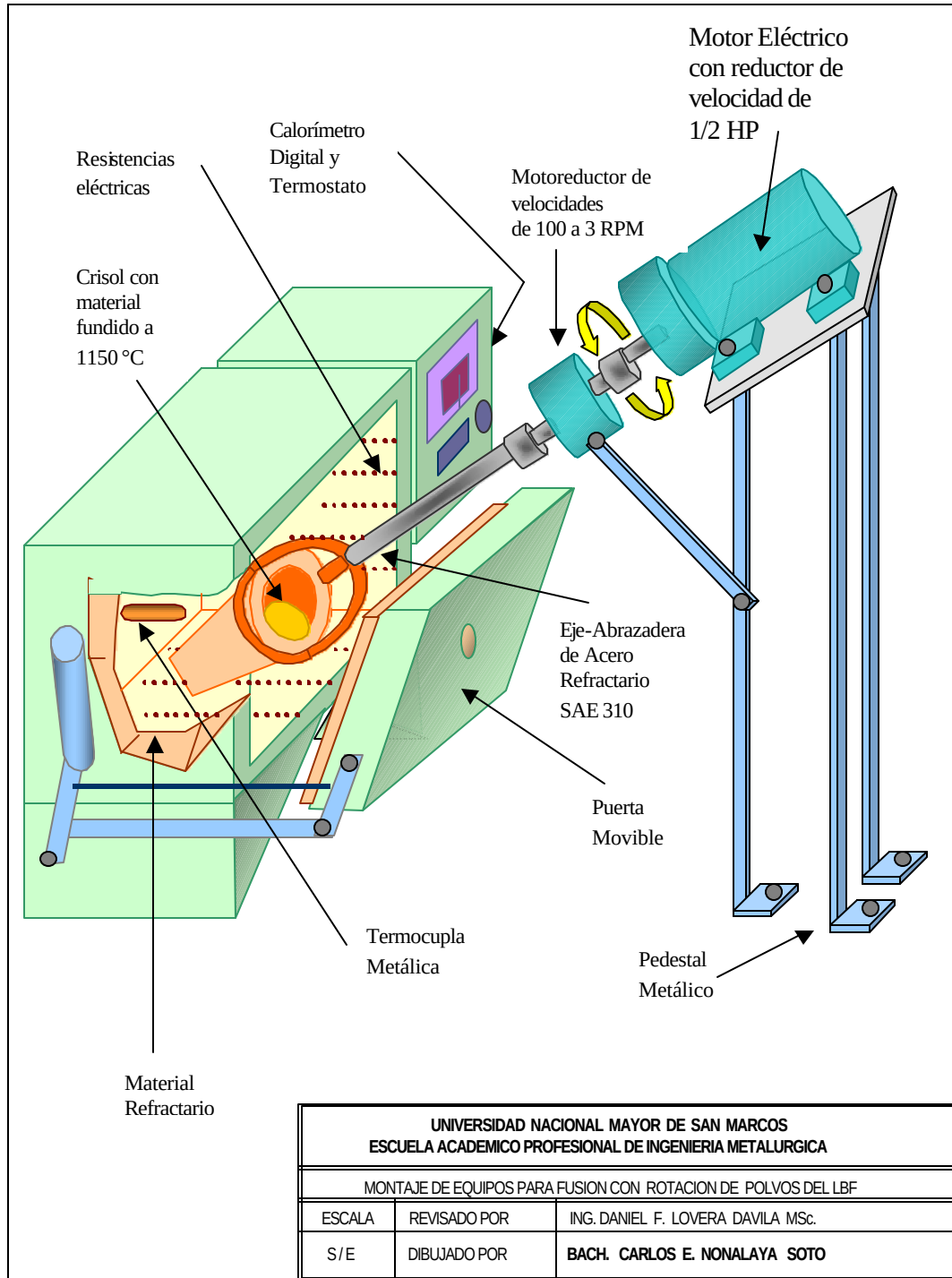


Fig. 7 Esquema de pruebas de fusión rotativa a nivel laboratorio.

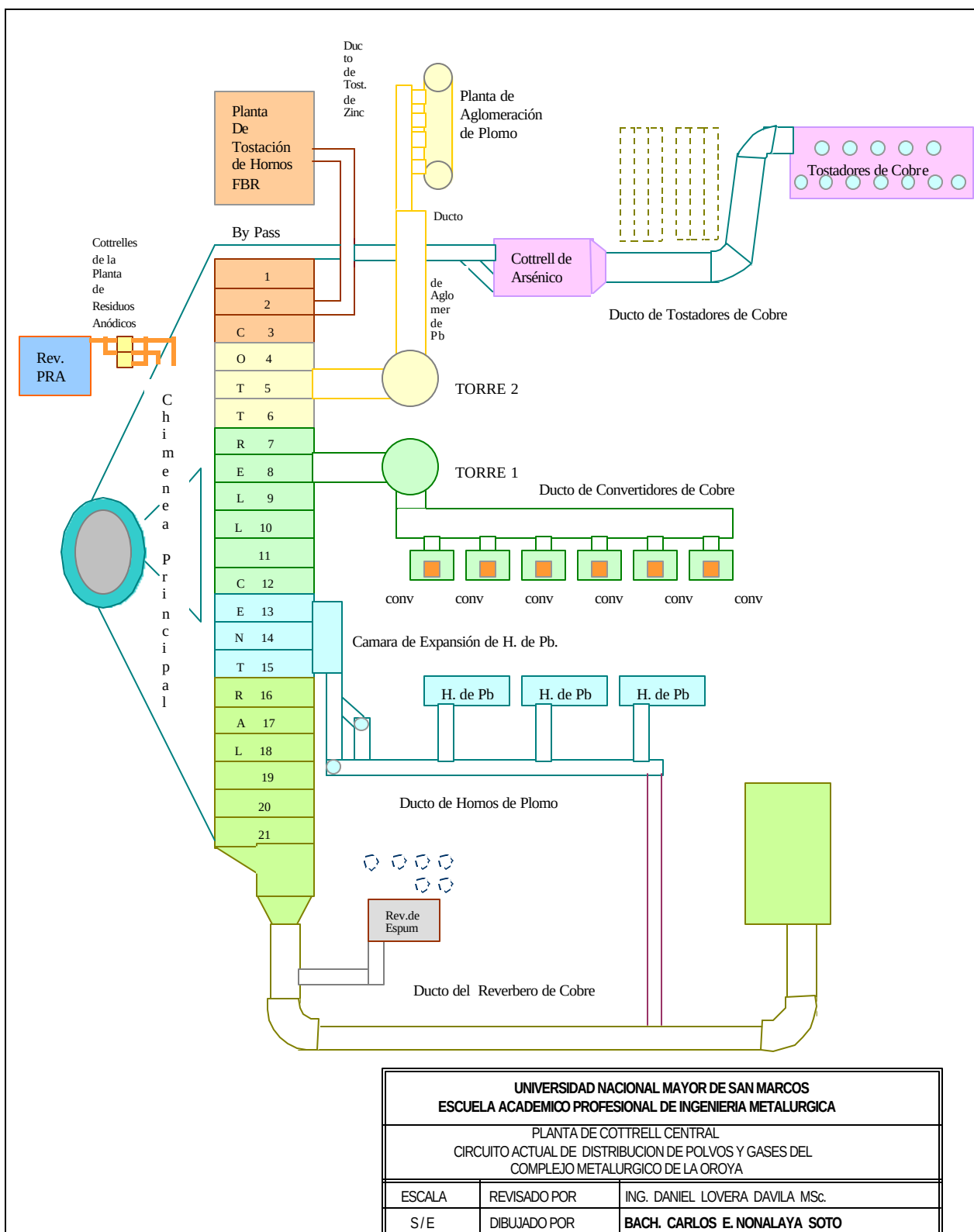


Fig. 8 Distribución de polvos y gases del Complejo Metalúrgico de La Oroya.