

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

**FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLOGICA MINERA Y
METALÚRGICA**



PIROMETALURGIA PARA LA EXTRACCION DE ANTIMONIO Y PLATA A PARTIR DE CONCENTRADOS DE ESTIBINA CON TETRAEDRITA

**INFORME DE COMPETENCIA PROFESIONAL
PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL
DE**

INGENIERO METALURGISTA

**Presentado por:
FRANCISCO JAVIER CARDENAS ARBIETO
LIMA – PERÚ**

2010

DEDICATORIA

A la memoria de mi querida madre Florencia Arbieto

INDICE

INTRODUCCIÓN

Capítulo I. PIROMETALURGIA DEL ANTIMONIO Y PLATA	1
1.1 PROCESO PIROMETALÚRGICO	1
1.2 CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO	2
1.3 FUNDAMENTACIÓN TERMODINÁMICA.....	6
1.3.1 Conceptos Generales.....	6
1.3.2 Análisis termodinámico de la reacciones químicas del proceso.....	7
1.3.3 Cálculos termodinámicos de la reacción principal del proceso.....	14
Capítulo II. PRUEBAS EXPERIMENTALES	20
2.1 INTRODUCCIÓN.....	20
2.2 ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA	20
2.2.1 Mineralogía.....	21
2.2.2 Análisis químico y características físicas.....	21
2.3 PRUEBAS PIROMETALÚRGICAS	22
2.3.1 Equipos de laboratorio y composición de la carga inicial utilizada.....	23
2.3.2 Objetivos de las pruebas pirometalúrgicas.....	23
2.4 PRODUCTOS OBTENIDOS	33
2.4.1 Producto Metálico Final.....	33
2.4.2 Escoria.....	34
2.5 BALANCES METALÚRGICOS Y DIAGRAMA DE FLUJO CUANTITATIVO	35
2.5.1 Balance metalúrgico de los principales productos	36
2.5.2 Diagrama de flujo y Balance de materiales	38
2.6 CONCLUSIONES EXPERIMENTALES.....	39
Capítulo III. INGENIERIA Y DISEÑO DE PLANTA	42
3.1 INGENIERÍA BÁSICA	42
3.1.1 Equipo Básico.....	43
3.1.2 Secuencia operacional del proceso	44
3.1.3 Considerandos del programa operativo y de producción	45
3.1.4 Diseño del horno reverbero basculante	46
3.1.5 Diseño del Quemador.....	60
3.2 EQUIPO COMPLEMENTARIO	83
3.2.1 Carguío del horno	83
3.2.2 Descarga de escoria	86

3.2.3	Colada:.....	88
3.2.4	Cálculo del tiempo de colada.....	91
3.2.5	Sistema de basculamiento.....	92
3.3	DISEÑO DE PLANTA.....	92
Capítulo IV. EVALUACION ECONOMICA.....		97
4.1	COSTOS DE INVERSIÓN.....	98
4.1.1	Inversión Fija.....	98
4.1.2	Capital de trabajo:.....	103
4.2	COSTO DE OPERACIÓN.....	105
4.2.1	Mano de obra directa.....	105
4.2.2	Mano de obra indirecta.....	105
4.2.3	Materiales y reactivos.....	106
4.2.4	Depreciación.....	109
4.2.5	Servicios.....	109
4.3	COSTOS ADMINISTRATIVOS.....	110
4.4	GASTOS FINANCIEROS.....	110
4.5	PRESUPUESTO DETALLADO DE COSTOS FIJOS Y VARIABLES.....	111
4.6	PRESUPUESTO DE INGRESOS POR VENTAS ANUALES.....	113
4.6.1	Precios de los metales.....	113
4.6.2	Ingresos brutos anuales.....	113
4.6.3	Utilidad bruta anual.....	114
4.6.4	Impuesto a pagar.....	114
4.6.5	Utilidad después de impuestos.....	114
4.7	ANALISIS DE RENTABILIDAD.....	116
4.7.1	RENTABILIDAD (R):.....	116
4.7.2	Tiempo en que se paga la planta.....	117
4.7.3	Punto de equilibrio (P.E.).....	117
CONCLUSIONES.....		119
BIBLIOGRAFIA.....		121

RESUMEN

El presente trabajo trata sobre la aplicación de la pirometalurgia a la solución de los problemas presentados en la comercialización de los concentrados de antimonio con alto contenido de plata, en los que al productor prácticamente le pagan solo uno de los dos valores metálicos contenidos, con lo cual se hacen inviables la ejecución de importantes proyectos minero metalúrgicos, perdiéndose así la oportunidad de crear nuevos micropolos de desarrollo en las zonas mas alejadas de nuestro país.

El proceso pirometalúrgico propuesto consiste en reducir directamente con fierro los metales valiosos existentes en los referidos concentrados, de modo que mediante solo dos fusiones, una principal de extracción del antimonio y la plata, y otra complementaria de enriquecimiento, se obtiene al final un producto metálico con 89.5 % Sb y 116.72 Onz Ag/Tc, en el que ambos valores metálicos son totalmente pagables y a costos de producción razonables, esto es en comparación a las fuertes deducciones que por conceptos de castigos y maquila se aplican comunmente en la comercialización de concentrados de minerales.

Las altas recuperaciones de los valores metálicos obtenidas en el laboratorio mediante el proceso propuesto de reducción directa con enriquecimiento (en total 94% Sb y 89% Ag), permitieron proyectar su aplicación a escala industrial, habiéndose comprobado previamente no solo la factibilidad termodinámica y experimental de las reacciones químicas involucradas, sino también su aplicabilidad operativa mediante el desarrollo de la ingeniería y diseño de planta correspondientes proceso pirometalúrgico propuesto.

INTRODUCCIÓN.

El presente trabajo trata sobre un estudio técnico económico para el procesamiento pirometalúrgico de concentrados de antimonio (Sb_2S_3), denominado estibina (53% Sb), con alto contenido de plata (72 Onz/Tc).

Los principales objetivos que motivaron su desarrollo fueron los siguientes:

PRIMERO: La extracción del metal antimonio a partir de concentrados aumentando así el valor agregado de los productos.

SEGUNDO: Hacer posible el pago a la vez de los dos elementos valiosos existentes en el concentrado antimonio-plata, ya que la comercialización del mismo sólo contempla el valor contenido de uno de los dos metales.

Metalogenéticamente, los yacimientos de antimonio ricos en plata están ubicados en el norte del Perú (La Libertad), la producción minera de la zona puede llegar a corto plazo a 250 TM/Día, y a mediano plazo a 500 TM/Día. Considerando un ratio de concentración de 15 a 1, la producción total de concentrados obtenidos de las distintas plantas de beneficio sería de 17 TM/Día a corto plazo y de 34 TM/Día a mediano plazo. Todo lo anterior conllevó a que se proyectara la instalación de una planta pirometalúrgica, ubicada en Chimbote, la cual tendría una capacidad de procesamiento de 20 TM/Día de concentrados.

La parte técnica de este estudio abarca dos aspectos relevantes, el primero

de ellos está referido a la fundamentación teórica y comprobación experimental del proceso Pirometalúrgico propuesto (Capítulos 1 y 2), mientras que el segundo aspecto trata sobre la Ingeniería y Diseño de Planta (Capítulo 3). La parte económica es desarrollada en segundo término y demuestra la rentabilidad del Proyecto (Capítulo 4).

Es de esperarse que este trabajo, además de acrecentar el desarrollo tecnológico de la Pirometalurgia Extractiva no Ferrosa en el Perú, se traduzca también en un beneficio socio-económico para la región y por ende para el país.

Capítulo I

PIROMETALURGIA DEL ANTIMONIO Y PLATA

1.1 PROCESO PIROMETALÚRGICO

Como marco referencial, desde el punto de vista netamente económico, es importante señalar que los primeros trabajos que se realizaron con el concentrado problema estuvieron orientados a hacer posible el pago de los dos metales valiosos que contenía (Sb y Ag), siendo por ello el propósito inicial de dichos estudios el separar estos elementos en dos concentrados factibles de comercializarlos independientemente. Los intentos que se hicieron aplicando métodos de flotación con diferentes reactivos resultaron infructuosos, puesto que lo único que se lograba era dividir el concentrado Sb-Ag en dos concentrados de antimonio, uno con alta ley de plata (34.4% del peso total con 236.6 Onz Ag/Tc y 54.7% Sb), y, otro con una relativa baja ley de plata (66.5% del peso total con 74.4 Onz Ag/Tc y 58.5% Sb).

Por otro lado, estudios hidrometalúrgicos también orientados a separar los minerales de antimonio de los minerales de plata, dieron mejores resultados al obtenerse los siguientes productos: un concentrado de antimonio con 60% de Sb (75% del peso total), y, otro concentrado de Ag-Sb con 450 Onz Ag/Tc y 24% de Sb (25% del peso total). Sin embargo, con esta última técnica, además de los altos costos de inversión que implicaba, si bien es cierto se conseguía recuperar la plata en otro producto de alta ley, también lo era el hecho que no se lograba evitar los altos pagos de maquila y otras deducciones (penalidades) en la comercialización de los concentrados y productos al final obtenidos.

Numerosos estudios mineralógicos de los concentrados de Sb con alto contenido de plata permitieron inferir que la presencia de éste último metal valioso era el resultado de una sustitución iónica producida en la red cristalina de la tetraedrita ($S_{13} Sb_4 Cu_{12}$) lo cual hacía imposible una separación total de los minerales de plata de los de antimonio por los métodos de flotación empleados. Este mismo inconveniente se hizo presente en el proceso hidrometalúrgico antes mencionado debido a que las condiciones termodinámicas aplicadas para la disolución de la estibina (Sb_2S_3) no eran las mismas que las requeridas por los otros entes mineralógicos complejos existentes como la sulfosal tetraedrita con sustituciones iónicas de plata formando soluciones sólidas.

Ante estas circunstancias se estudió la posibilidad de que por medio de la pirometalurgia, y utilizando el mismo concentrado problema, se extraiga directamente los valores metálicos de Sb-Ag en un producto de mayor valor agregado y con grandes ventajas en su comercialización, consiguiéndose de esta manera que ambos metales fuesen pagables. De las distintas alternativas analizadas, el Proceso Pirometalúrgico de Reducción Directa del Sb con Fe cumplía con los requisitos exigidos, además de presentarse como el más factible de llevarse a cabo.

1.2 CARACTERÍSTICAS DEL PROCESO

La Reducción Directa del Sb con Fe ha sido aplicado al "Antimonio crudo" o "Sulfuro de antimonio licuado" en Inglaterra, Hungría y Japón; mientras que en el Perú se ha llevado a cabo la investigación metalúrgica necesaria como para aplicarlo, a nivel industrial, a concentrados complejos de antimonio con alto contenido de plata, los cuales son obtenidos por flotación a partir de minerales relativamente pobres de antimonio.

El proceso propuesto se puede describir por la siguiente ecuación:



La alta presión de vapor del azufre en el Sb_2S_3 y la mayor afinidad del azufre por el hierro que por el antimonio hacen posible que ésta reacción se lleve a cabo cuantitativamente de izquierda a derecha. Los productos formados, antimonio metálico (Sb) y sulfuro de hierro (Fe S), se separan fácilmente con la ayuda del fundente apropiado, permitiendo así elevadas recuperaciones de Sb, según el siguiente esquema:

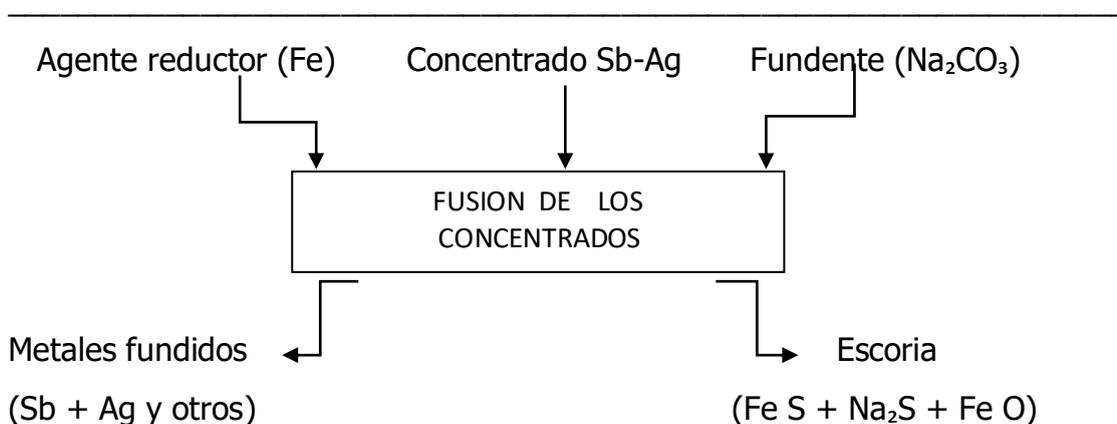
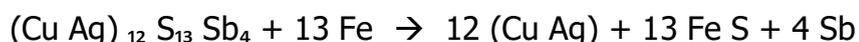


Fig. 1 Representación esquemática del proceso.

Las condiciones reductoras del Fe son bastante eficientes, pues logra aislar en forma directa al antimonio conjuntamente con la plata, aunque también se extraiga las pequeñas cantidades de plomo, cobre y arsénico existentes, posibilitándose así la producción de una aleación metálica compleja cuyo mayor componente es el antimonio. Como es comprensible las condiciones relativamente fuertes a las que se somete el proceso (temperatura cerca de 1000°C), hacen posible la descomposición de las sulfosales complejas portadoras de la plata, aprovechándose para ello la alta afinidad del Fe por el azufre existente de los mencionados sulfuros dobles:



Es de destacar que el número de veces que ocurre la anterior reacción está en relación directa a la pequeña cantidad de sulfosales presentes en el concentrado de estibina.

Por otro lado, la acción del carbonato de sodio consiste en bajar el punto de fusión de los productos que se forman (FeS) y proporcionar a la escoria un bajo peso específico aprovechando la disolución del Na₂S; planteándose aquí la posibilidad de recuperar el fundente mediante un posterior tratamiento de la escoria.

Es importante anotar que la escoria finalmente esta conformada por FeS, generado en la reacción principal de precipitación del Sb, y por FeO y Na₂S, resultantes de la siguiente reacción:



Como se ha comprobado experimentalmente, el primer producto metálico obtenido por la reducción directa del Sb por acción del Fe contiene 80.17 % Sb y 113.52 Onz Ag/Tc con niveles de Fe entre 6 y 7 %. Sin embargo, es posible mejorar estas leyes a 89.5 % Sb y 116.72 Onz Ag/Tc con solo 1.1 %Fe si después de la primera fusión seguidamente agregamos al reactor pequeñas cantidades de concentrado y fundente sin el agente reductor Fe, así:

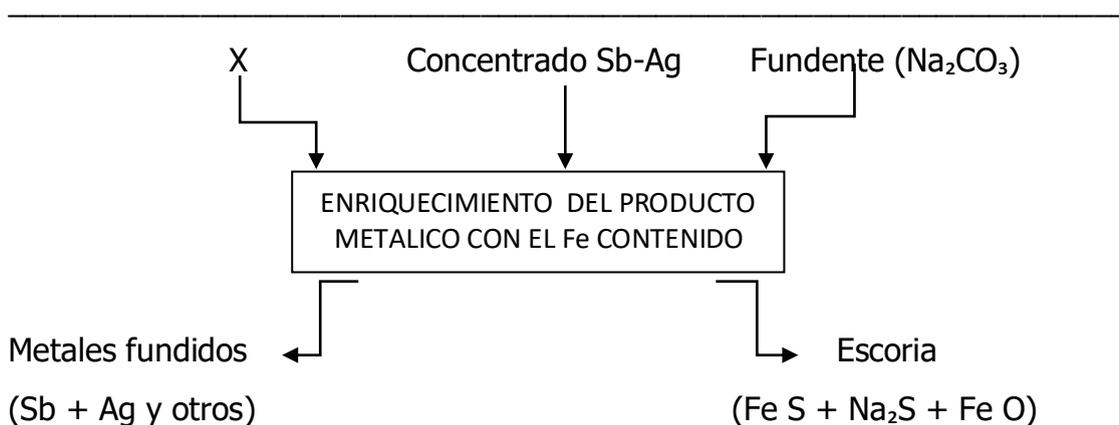
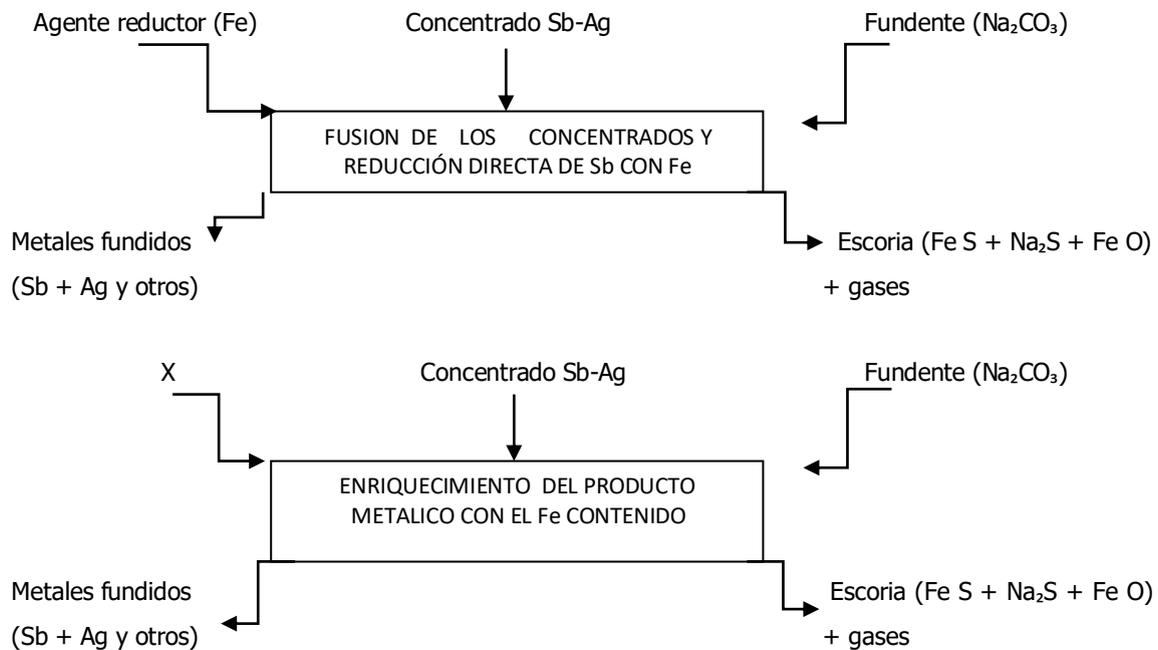


Fig. 2 Representación esquemática del proceso de enriquecimiento.

Diagrama de flujo integrado:



1.2.1 Consideraciones Medioambientales

Dado que las pérdidas de antimonio en los gases resulta ser del orden del 3.3%, es muy probable que esto ocurra durante el proceso de calentamiento del concentrado de estibina para su fusión y antes que se realice el proceso de reducción directa, esto es según la reacción $2\text{Sb}_2\text{S}_3 + 9 \text{O}_2 \rightarrow 2\text{Sb}_2\text{O}_3 + 6 \text{SO}_2$

Considerando que el trióxido de antimonio es muy volátil se plantea su recuperación mediante el arrastre del mismo, junto con los gases de combustión, hacia tuberías y cámaras de condensación donde se le depositaría como sub-producto del proceso.

En cuanto a la generación del SO₂ como consecuencia de la reacción anterior, y a fin de no contaminar el medio ambiente, también se plantea la necesidad de instalar complementariamente una pequeña planta de producción de ácido sulfúrico, el mismo que se comercializaría en la industria local. Y en lo que se refiere a otros elementos metálicos existentes en los gases del horno, éstos serían recuperados mediante precipitadores electrostáticos de amplia aplicación en las plantas pirometalúrgicas.

1.3 FUNDAMENTACIÓN TERMODINÁMICA

1.3.1 Conceptos Generales

Es ampliamente conocido que en todo proceso pirometalúrgico de extracción de metales, se obtiene como productos principales una mata, o una aleación, y como producto residual una escoria. La materia prima utilizada es generalmente un concentrado sulfurado u oxidado, del cual con la ayuda de un fundente apropiado se obtiene una escoria fusible y de bajo peso específico. En la elaboración de éstos productos ocurre una serie de fenómenos físico-químicos, los cuales son explicados por la termodinámica que desempeña un papel muy importante en los procesos metalúrgicos ya que permite prever y comprender dichos fenómenos.

En toda reacción química, interviene una cierta energía, donde la magnitud termodinámica más importante es la Energía Libre (G), la cual proporciona los medios para poder evaluar la posibilidad de dicha reacción bajo determinadas condiciones. En el transcurso de una reacción química la Energía Libre (G) queda definida por la Entalpía (H) o contenido calórico absorbido o desprendido, y por la Entropía (S) que mide la ineficacia o degradación energética de un sistema. Matemáticamente ΔG o cambio de Energía Libre relaciona éstos términos mediante la ecuación siguiente:

$$\Delta G^{\circ}_t = \Delta H^{\circ}_t - T\Delta S^{\circ}_t$$

La cual se presenta en su forma estandarizada y es válida para ser usada a cualquier temperatura. El signo del cambio de energía libre de un proceso es muy significativo, pues nos indica la tendencia de la reacción en cuanto a que si esta tiene lugar o no.

Un signo menos (-) para ΔG indicará que la reacción tal como ha sido escrita puede realizarse indefectiblemente de izquierda a derecha, y tendrá mayor

tendencia a producirse cuanto más grande sea ΔG en valor absoluto. Un ΔG positivo (+) indicará que la reacción sólo ocurrirá si sigue una dirección contraria a la establecida.

Además un ΔG grande y negativo señalará que la constante de equilibrio K para la reacción también debe ser grande y indicará de esta manera el sentido de la reacción de izquierda a derecha; el valor de K se puede calcular mediante la ecuación:

$$\text{Log } K = - \frac{\Delta G}{4.575 T}$$

ó

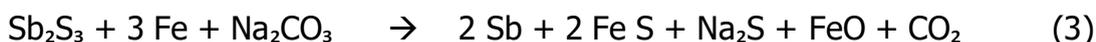
$$K = 10^{-\Delta G/4.575 T}$$

1.3.2 Análisis termodinámico de la reacciones químicas del proceso

Tal como se ha señalado en la descripción del proceso propuesto, son dos las reacciones químicas que se llevan a cabo en el reactor, a saber:



Pudiéndose resumir ambas reacciones en una sola reacción global:



1.3.2.1 Fundamento termodinámico de la reacción (1) a 1000°C



En donde se aprecia que la reacción de precipitación de Sb con Fe puede ser escrita como la resultante de dos reacciones secundarias: (1.1) y (1.2). El valor positivo para la descomposición de la estibina ($\Delta G^{\circ}_{1000} = + 12 \text{ Kcal}$) nos indica que la reacción no puede realizarse en ese sentido sino en sentido contrario. Sin embargo es importante señalar que, la reacción (1.1) puede ocurrir ante la presencia de Fe, el cual hace que se desprenda el azufre de la estibina (Sb_2S_3), dando así lugar a la reacción (1.2).

Esta última ocurre de izquierda a derecha debido a que presenta un valor negativo para la variación de energía libre $\Delta G^{\circ}_{1000} = - 60 \text{ Kcal.}$, siendo su magnitud en valor absoluto mucho mayor que el correspondiente al de la descomposición de la estibina (1.1); luego, a consecuencia de ello, la reacción global (1) también tendrá un valor negativo para el cambio de energía libre ($\Delta G^{\circ}_{1000} = - 48.0 \text{ Kcal.}$) propiciándose así su ocurrencia de izquierda a derecha. Una comparación de las diferentes estabilidades termodinámicas de cada uno de los compuestos que intervienen en las reacciones (1) y (2) se puede apreciar en las figuras 3 y 4.

Lo anterior concuerda perfectamente con los criterios de estabilidad termodinámica, ya que si consideramos que la entalpía de formación del Sb_2S_3 es $- 40 \text{ Kcal.}$ y la del FeS es $- 22.4 \text{ Kcal}$, tomando en cuenta la estequiometría de la reacción global (1) se puede inferir que la formación de 3 moles de FeS desprenderá 67.4 Kcal ($3 \times 22.4 \text{ Kcal}$), mientras que la formación de 1 mol de Sb_2S_3 sólo desprenderá 40.5 Kcal . Como un sistema siempre tiende a buscar su nivel energético mas bajo se concluye que de acuerdo con este principio universal el sistema en estudio procurará alcanzar su mínimo nivel energético propiciando la formación de 3 moles de FeS a costa de la descomposición de 1 mol de Sb_2S_3 .

Por otro lado, la justificación termodinámica de la reacción (1) en términos de presiones de disociación y afinidades se sustenta del siguiente modo:

FIG. N°3 ESTABILIDAD TERMODINAMICA DE
 LOS SULFUROS QUE INTERVIENEN
 EN LA REACCION DE PRECIPITACION
 DE ANTIMONIO CON FIERRO

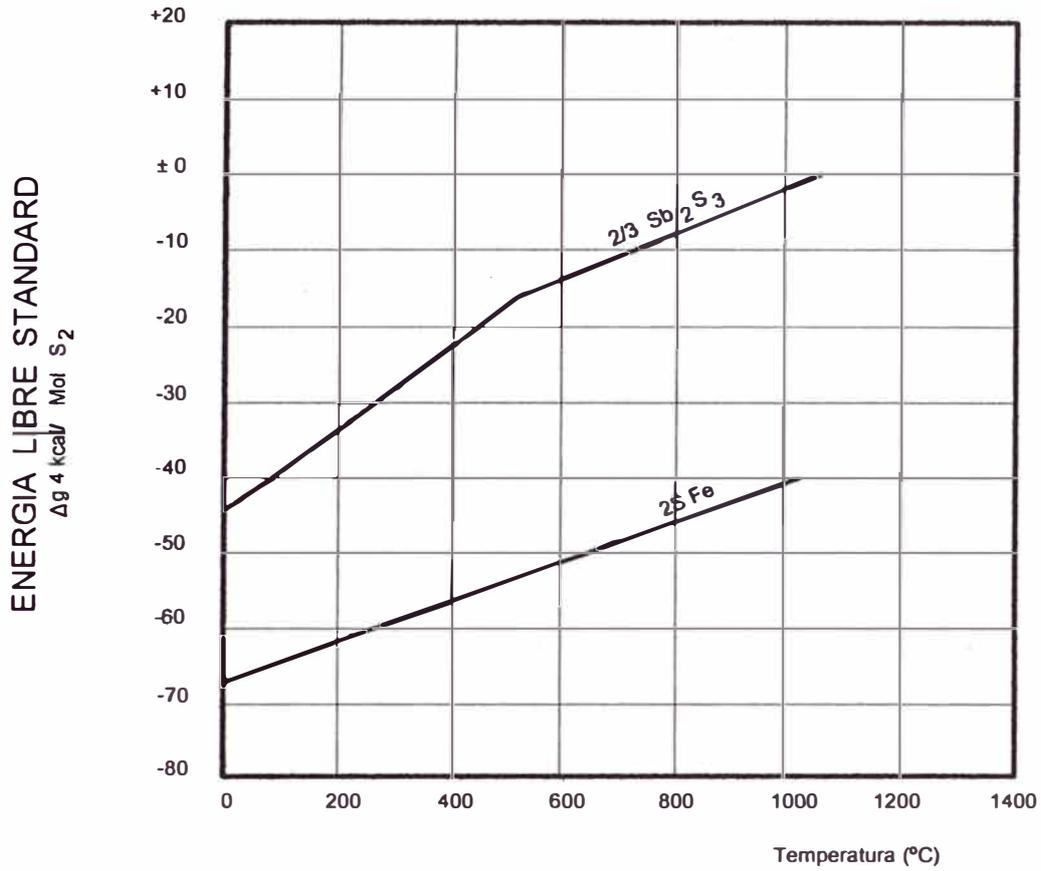
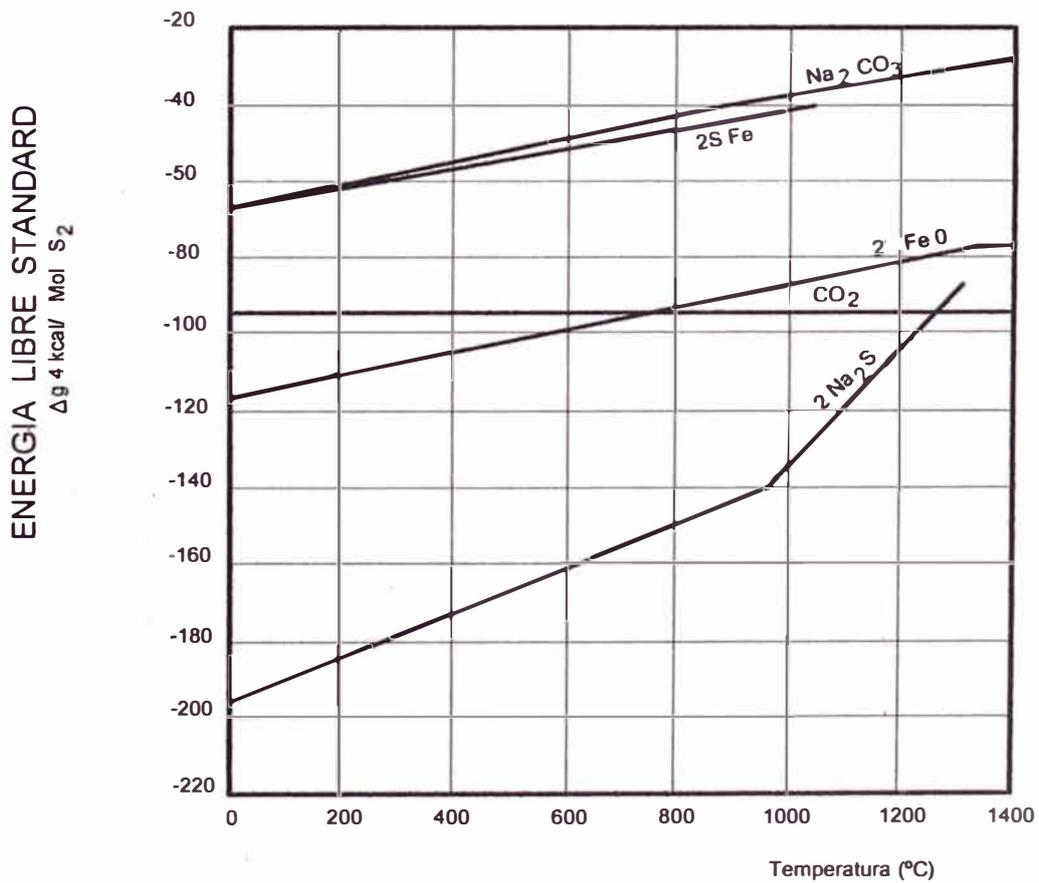
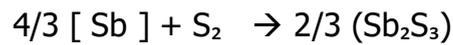


FIG. N°4 ESTABILIDAD TERMODINAMICA DE LOS
 DISTINTOS COMPUESTOS INVOLUVRADOS
 EN LA REACCION DE FORMACION DE ESCORIA



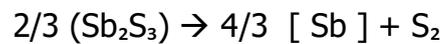
1.3.2.1.a Caso de la estibina:

a.1) Reacción de formación:



En donde los corchetes y paréntesis denotan la fase metálica y la fase de sulfuros respectivamente.

a.2) Reacción de disociación:



De donde la constante de equilibrio para la reacción de disociación está dada por:

$$K_{\text{Sb}_2\text{S}_3} = \frac{P_{\text{S}_2} [a_{\text{Sb}}]^{4/3}}{a_{(\text{Sb}_2\text{S}_3)}^{2/3}}$$

Con lo que la presión de disociación del sulfuro está definido por:

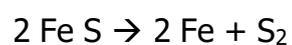
$$P_{\text{S}_2} / \text{Sb}_2\text{S}_3 = K_{\text{Sb}_2\text{S}_3} \frac{(a_{\text{Sb}_2\text{S}_3})^{2/3}}{[a_{\text{Sb}}]^{4/3}} \quad (\text{a.2})$$

1.3.2.1.b. Caso del sulfuro de hierro:

b.1) Reacción de formación:



b.2) Reacción de disociación:



Donde la constante de equilibrio de la reacción de disociación es:

$$K_{\text{FeS}} = \frac{P_{\text{S}_2} [a_{\text{Fe}}]^2}{(a_{\text{FeS}})^2}$$

Y la presión de disociación del sulfuro está dada por:

$$P_{\text{S}_2} / \text{FeS} = K_{\text{FeS}} \frac{(a_{\text{FeS}})^2}{[a_{\text{Fe}}]^2} \quad (\text{b.2})$$

Si se reemplaza el cambio de energía libre de la disociación de la estibina ($\Delta G^\circ_{1000} = + 12,000 \text{ cal}$) en la ecuación $k_1 = 10^{-\Delta G/4.575 T}$, se puede apreciar que su constante de equilibrio toma un valor muy pequeño mientras que si se sustituye el cambio de energía libre de la disociación del sulfuro de hierro ($\Delta G^\circ_{1000} = +60,000 \text{ cal}$) en la misma ecuación se notará que en este caso el valor de su correspondiente constante de equilibrio k_2 será mucho mas pequeña que k_1 consecuentemente si se reemplaza k_1 y k_2 en las ecuaciones (a.2) y (b.2) que definen las presiones de disociación del Sb_2S_3 y FeS respectivamente se comprobará que efectivamente: $P_{\text{S}_2}/\text{FeS} < P_{\text{S}_2}/\text{Sb}_2\text{S}_3$ por lo que el azufre físico-químicamente podrá desprenderse más fácilmente del Sb que del Fe.

Las relaciones entre las presiones de disociación del Sb_2S_3 y FeS y las temperatura pueden observarse gráficamente en la Fig. No. 5. Así mismo, la forma como varía el logaritmo de las presiones de disociación del Sb_2S_3 y FeS con la temperatura puede apreciarse en la Fig. No. 6.

1.3.2.1.c Análisis de la reacción de reducción directa

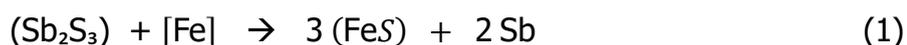


Fig. Nº 5 RELACIONES ENTRE LAS PRESIONES DE
DE DISOCIACION DE SULFUROS METALICOS
Y LA TEMPERATURA

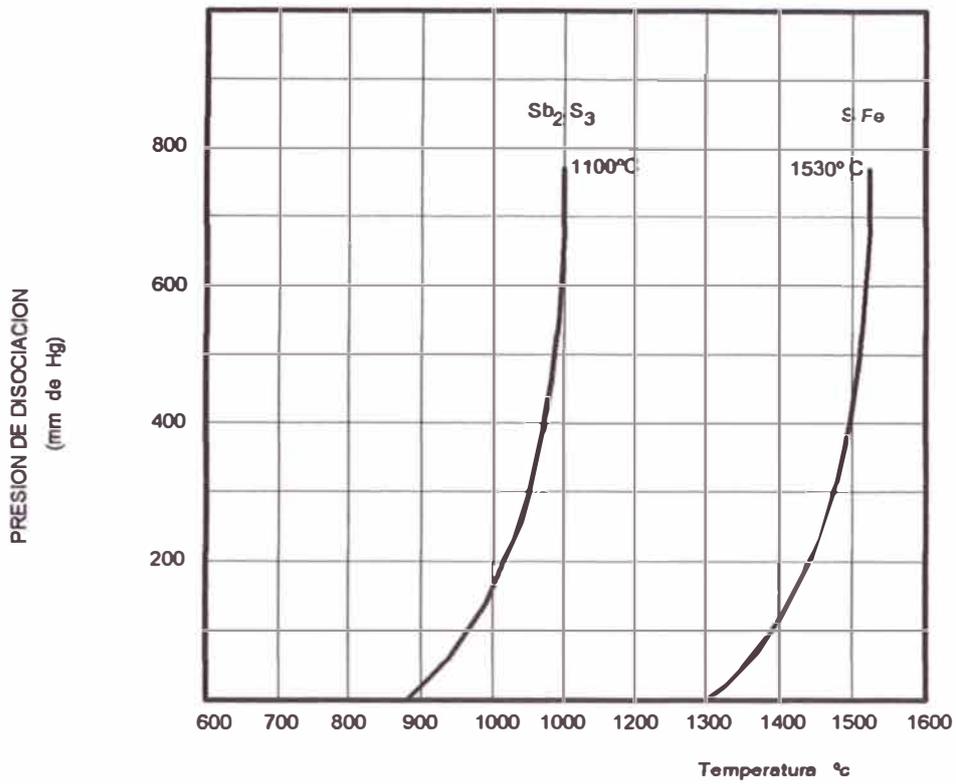
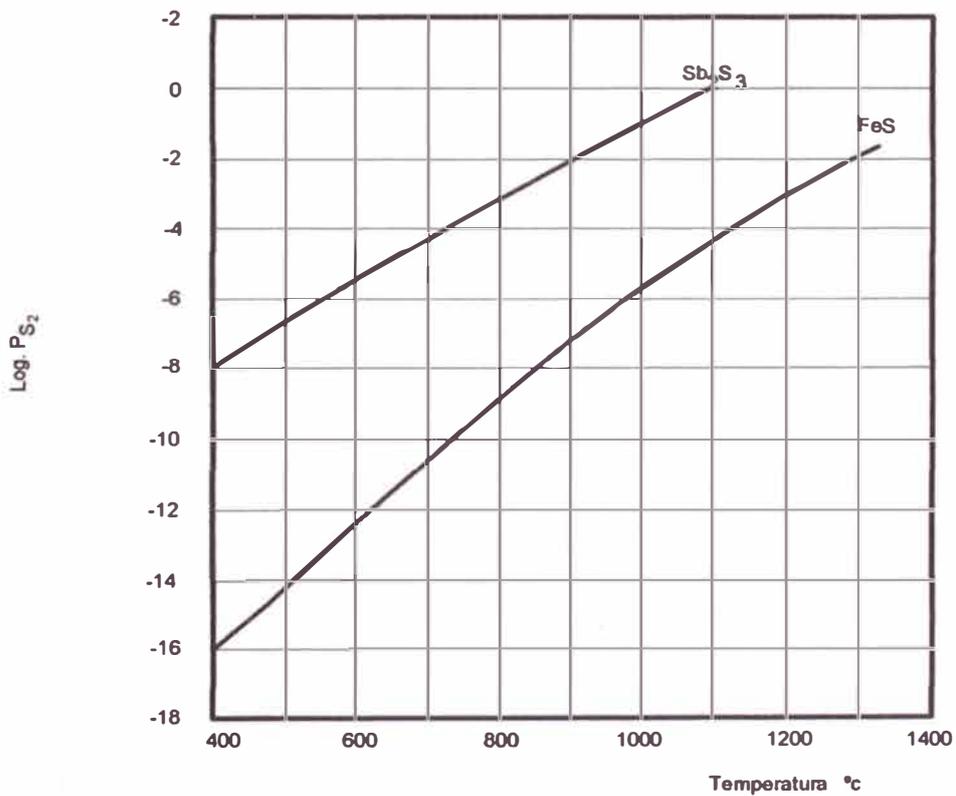


Fig. Nº 6 INFLUENCIA DE Log. DE LAS PRESIONES
DE DISOCIACION Y LA TEMPERATURA
SOBRE EL Sb_2S_3 Y EL FeS



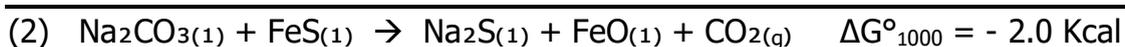
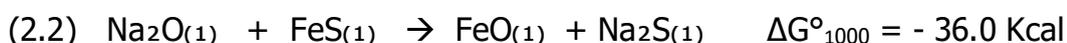
Si esta reacción se lleva a cabo de izquierda a derecha, quiere decir que ocurrirá una descomposición de la estibina con la consecuente formación de sulfuro de hierro (FeS) lo cual conlleva a pensar que el azufre en la estibina puede desprenderse con facilidad del antimonio, mientras que por el contrario el azufre en el sulfuro de hierro buscará no desprenderse del Fe. En otras palabras se puede afirmar que en el desplazamiento hacia la derecha de la reacción (1) la presión de disociación de la estibina será mayor que la del sulfuro de hierro (más estable); es decir que se mantendrá una mayor afinidad del azufre por el Fe antes que por el antimonio.

Es importante anotar que el equilibrio entre la reacción de descomposición de la estibina (directa) y la de descomposición del sulfuro de hierro (inversa) solo se alcanzará cuando las presiones de disociación de los sulfuros se igualen:

$$P_{S_2} / Sb_2S_3 = P_{S_2} / SFe$$

Y dada la gran diferencia que hay entre las magnitudes de las mismas, en tanto ello no ocurra y aun existan reactantes, estos continuarán reaccionando en el sentido de izquierda a derecha debido a que el potencial termodinámico (ΔG) de la reacción (1) tiene un valor negativo grande: $\Delta G^\circ_{1000} = - 48.0 \text{ Kcal}$

1.3.2.2 Fundamento termodinámico de la reacción (2)



En donde se puede apreciar que la reacción de formación de los componentes de la escoria, a partir del FeS y del Na₂CO₃, resulta a partir de 2 reacciones

secundarias (2.1) y (2.2). El análisis termodinámico de la reacción (2) se realiza de la misma forma que la reacción (1).

La variación de las energías libres de las reacciones (1) y (2) con la temperatura se muestran en la figura N° 7.

1.3.3 Cálculos termodinámicos de la reacción principal del proceso

El potencial termodinámico o energía libre, se hallará mediante la siguiente fórmula:

$$\Delta G^{\circ}_{1000} = \Delta H^{\circ}_{1000} - T \Delta S^{\circ}_{1000}$$

La misma que se presenta en su forma estandarizada y es válida para ser usada a cualquier temperatura, y donde ΔH° y ΔS° se obtienen a partir de las ecuaciones:

$$\Delta H^{\circ}_T = \Delta H_{298} + \int_{298}^{T_0} \Delta C_p \cdot dT + L_t + \int_{T_0}^T \Delta C_{p'} \cdot dT \quad (2)$$

$$\Delta S^{\circ}_T = \Delta S_{298} + \int_{298}^{T_0} \Delta C_p \cdot dT/T + L_t/T + \int_{T_0}^T \Delta C_{p'} \cdot dT/T \quad (3)$$

Las cuales se aplican cuando existen cambios de estado de los reactivos y los productos, por ejemplo fusión y vaporización.

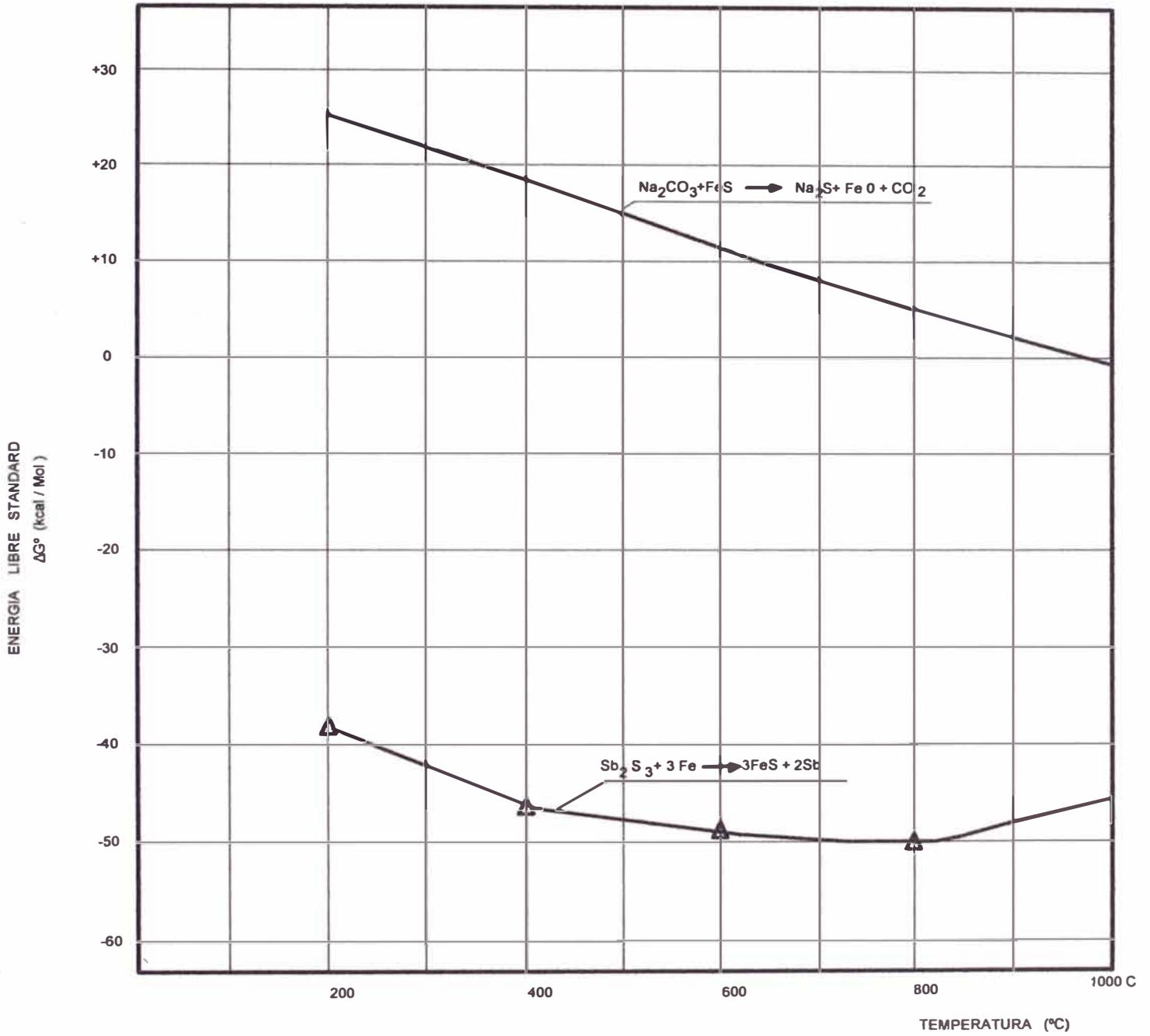
Resolviendo las integraciones se encuentran los valores: $H_t - H_{298}$ y $S_t - S_{298}$, que significan los incrementos de contenido calórico y entropía que se obtienen al elevar la temperatura desde 298°K hasta el estado T de referencia.

1.3.3.1 Cálculo de la variación de la entalpía a 1000 °C.

El contenido calórico se puede hallar resolviendo las integraciones a las condiciones de operación, o también utilizando los datos tabulados de tablas

Fig. N° 7

VARIACION DE LA ENERGIA LIBRE STANDARD
CON LA TEMPERATURA PARA LAS REACCIONES
INVOLUCRADAS EN EL PROCESO PROPUESTO



termodinámicas. Los pasos que se siguen en este último caso son los siguientes:

1.3.3.1.a Cálculo de la entalpía de reacción a 298°K (ΔH°_{298})

Productos	ΔH°_{298}
3 FeS	3 (- 22,000) cal/mol
2 Sb	0.0

Total	- 66,000 cal/mol
-------	------------------

Reactantes	ΔH°_{298}
Sb ₂ S ₃	- 40,500 cal/mol
3Fe	0.0

Total	- 40,500 cal/mol
-------	------------------

Luego:

$$\Delta H^\circ_{298} = \sum \Delta H^\circ_{\text{productos}} - \sum \Delta H^\circ_{\text{Reactantes}}$$

$$\Delta H^\circ_{298} = -66,000 + 40,500 = - 25,500 \text{ cal/mol}$$

1.3.3.1.b Cálculo de $H_t - H_{298}$

Productos	$H_t - H_{298}$
3 FeS	3 (15,266.9) cal/mol
2 Sb	2 (11,494.1) cal/mol

Total	68,788.9 cal/mol
-------	------------------

Reactantes	$H_t - H_{298}$
$Sb_2 S_3$	58,723 cal/mol
3Fe	3 (9,939.25) cal/mol

Total	85,834.7 cal/mol

Luego:

$$H_t - H_{298} = 68,788.9 - 85,834.7 = -17,045 \text{ cal/mol}$$

1.3.3.1.c Cálculo de $\Delta H^\circ_{1273\text{K}}$:

$$\Delta H^\circ_T = \Delta H^\circ_{298} + (H_T - H_{298})$$

Donde reemplazando queda:

$$\Delta H^\circ_{1273} = -25,500 + (-17,045.8)$$

$$\Delta H^\circ_{1273} = -42,545.8 \text{ cal/mol}$$

1.3.3.2 Cálculo de la variación de la entropía a 1000 °C:

1.3.3.2.a Cálculo de la entropía de reacción a 298°K ($\Delta S^\circ_{298\text{K}}$)

Productos	ΔS°_{298}
3 FeS	3 (16.1) cal/mol°
2 Sb	2 (10.92) cal/mol°

Total	70.14 cal/mol°

Reactantes	ΔS°_{298}
$Sb_2 S_3$	30.3) cal/mol°
3Fe	3 (6.49)) cal/mol°

Total	49.77 cal/mol°

Luego:

$$\Delta S^{\circ}_{298} = \sum \Delta S^{\circ}_{\text{productos}} - \sum \Delta S^{\circ}_{\text{Reactantes}}$$

$$\Delta S^{\circ}_{298} = 70.14 - 49.77 = -20.37 \text{ cal/mol}^{\circ}$$

1.3.3.2.b Cálculo de $S_t - S_{298^{\circ}\text{K}}$

Productos	$S_t - S_{298}$	
3 FeS	3 (23,528)	cal/mol ^o
2 Sb	2 (14,978)	cal/mol ^o

Total	100,539	cal/mol ^o
Reactantes	$S_t - S_{298}$	
Sb ₂ S ₃	79.81	cal/mol ^o
3Fe	3 (12.27)	cal/mol ^o

Total	116.61	cal/mol ^o

De donde:

$$S_t - S_{298} = \sum \Delta S_{\text{productos}} - \sum \Delta S_{\text{Reactantes}}$$

$$S_t - S_{298} = 100.54 - 115.61 = -16.07 \text{ cal/mol}^{\circ}$$

1.3.3.2.c. Cálculo de $\Delta S_{1273^{\circ}\text{K}}$:

$$\Delta S^{\circ}_T = \Delta S_{298^{\circ}\text{K}} + (S_T - S_{298})$$

Reemplazando los valores obtenidos se tiene:

$$\Delta S^{\circ}_{1273} = 20.37 - 16.07 = 4.3 \text{ cal/mol}^{\circ}$$

1.3.3.3 Cálculo de la variación de la energía libre a 1000 °C:

Finalmente, el cálculo de $\Delta G_{1273^{\circ}\text{K}}$ lo hacemos reemplazando los resultados obtenidos en la fórmula (1), el cual resulta:

$$\Delta G^{\circ}_{1273} = \Delta H^{\circ} - T \Delta S^{\circ}$$

$$\Delta G^{\circ}_{1273} = -42,545.8 - (1273)(4.3)$$

$$\Delta G^{\circ}_{1273} = -48,019.7 \text{ cal/mol}$$

Por lo que de acuerdo al valor obtenido, la reacción es termodinámicamente posible ya que $\Delta G_{1273^{\circ}\text{K}}$ es bastante negativa y consecuentemente la reacción



se realizará indefectiblemente en el sentido que ha sido escrita.

Conociendo la variación de la energía libre de la reacción principal del proceso, se puede calcular la constante de equilibrio mediante las ecuaciones:

$$\log K = -\frac{\Delta G^{\circ}}{4.575 T} \quad \text{ó} \quad K = 10^{-\Delta G^{\circ}/4.575 T}$$

Reemplazando valores, tenemos:

$$\log K = -\left(\frac{-48,019.7}{4.575 (1273)}\right)$$

$$\log K = 8.245 \quad \text{y} \quad K = 10^{8.245}$$

Consecuentemente, el valor grande de K confirma que el sentido de la principal reacción del proceso será de izquierda a derecha, tal y conforme está escrito.

Capítulo II

PRUEBAS EXPERIMENTALES

2.1 INTRODUCCIÓN

Una vez comprobada la factibilidad termodinámica del proceso pirometalúrgico propuesto para extraer antimonio y plata metálica a partir de los concentrados de estibina y sulfoantimoniuros de Cu, Pb con sustituciones iónicas de Ag, obtenidos por flotación, se procedió a realizar las pruebas experimentales a nivel de laboratorio conducentes a que, manteniendo un nivel óptimo en la recuperación de los valores, se obtenga un producto metálico cuya comercialización considere no solo el pago tanto del antimonio como el de la plata, sino también evite las deducciones por maquila y penalidades aplicados a los concentrados de minerales.

2.2 ESTUDIO DE LA MATERIA PRIMA

En principio se realizaron estudios mineralógicos, análisis químicos y granulométricos de una muestra compósito del concentrado de antimonio con alto contenido de plata, el cual fue obtenido mediante procesos de flotación selectiva. Así mismo, también se determinó el peso específico del concentrado problema, así como su temperatura de fusión.

2.2.1 Mineralogía

Investigaciones mineralógicas del concentrado arrojó como resultado que el antimonio se encontraba en una gran proporción como ESTIBINA (Sb_2S_3), estando el resto del material conformado principalmente por sulfosales como los sulfoantimoniuros de cobre y plomo, los cuales también eran los portadores de la PLATA. Asimismo, se llegó a detectar pequeñas cantidades de pirita y arsenopirita, encontrándose el oro en solución sólida en estas últimas.

Es importante anotar que estas sulfosales se caracterizan por ser sustituciones iónicas en las que el semimetal (Sb) ocupa el lugar de algunos átomos de azufre en la estructura cristalina, actuando así como un elemento electropositivo complementario al carácter electropositivo de los metales presentes (por ejemplo el caso de la tetraedrita $S_{13} Sb_4 Cu_{12}$). Es más, en estas sulfosales suelen presentarse ciertos tipos de reemplazamiento iónico como el de la plata, fierro o plomo en lugar de cobre, llegándose a conformar sulfosales complejas de la forma:



2.2.2 Análisis químico y características físicas

Los ensayos de laboratorio arrojaron la siguiente composición química para el concentrado:

Cuadro No. 1

Análisis químico del concentrado

Sb = 52.53 %	Zn = 0.80 %
Ag = 72.01 onz / Tc	As = 1.54 %
Au = 0.181 onz / Tc	S = 20.22 %
Fe = 2.20 %	SiO ₂ = 0.86 %
Pb = 1.91 %	CaO = 0.21 %
Cu = 0.45 %	Al ₂ O ₃ = 0.36 %

Dentro de las características físicas más importantes del concentrado se puede mencionar:

- Color: plomo fierro.
- Bajo punto de fusión: 535°C
- Peso específico: 4.65 gr/cc.
- Granulometría: 82 % - m 200

Cuadro No. 2

Análisis granulométrico del concentrado

No. Malla	Peso	
	% Parcial	% Acumulado
-100 + 200	1.32	1.32
- 50 + 200	2.65	3.97
-200 + 325	14.00	17.97
- 325	82.03	100.00
	100.00	

2.3 PRUEBAS PIROMETALÚRGICAS

El programa experimental comprendió pruebas preliminares y complementarias; las primeras proporcionaron información cualitativa y semicuantitativa del proceso. Las segundas suministraron datos cuantitativos de mayor precisión relacionados con la influencia de los principales parámetros en las variables dependientes del proceso y en la simulación de una operación continua.

2.3.1 Equipos de laboratorio y composición de la carga inicial utilizada

Para las pruebas pirometalúrgicas tipo "batch" realizadas a nivel laboratorio, un horno eléctrico, termocuplas, crisoles de grafito y de arcilla, moldes de hierro fundido, tenazas, muestreadores, balanza, etc.

La carga inicial depositada en el crisol de grafito estaba compuesta de los siguientes materiales debidamente mezclados:

- 500 grs de concentrado Sb-Ag.
- 200 grs de Na_2CO_3 .
- 250 grs de hierro esponja.

2.3.2 Objetivos de las pruebas pirometalúrgicas

Las pruebas realizadas tuvieron los siguientes principales objetivos:

- 1) Determinar las condiciones óptimas de operación para la recuperación de Sb-Ag en las pruebas tipo "batch".
- 2) Simulando una operación continua, encontrar las características del proceso complementario que permita elevar el contenido de Sb y Ag en el producto metálico de primera fusión.

2.3.2.1 Resultados obtenidos en relación al Objetivo 1

Con la finalidad de obtener la información requerida en este objetivo, se realizaron inicialmente diferentes pruebas que dieron los siguientes resultados:

- Temperatura adecuada de operación: 795°C.
- Tiempo requerido en la primera fusión (a nivel de laboratorio): 50 minutos

También se realizaron pruebas hasta con el doble del tiempo de fusión, sin que se llegara a notar cambios sensibles en los productos finales.

Luego se efectuaron pruebas orientadas a estudiar como influyen en las variables dependientes (leyes y recuperaciones) los distintos parámetros involucrados en el proceso, tales como proporciones distintas del agente reductor (Fe) y del fundente alcalino (Na₂CO₃).

2.3.2.1.a Análisis y Conclusiones:

2.3.2.1.a.1 Cuando para un mismo peso de concentrado (52.53% Sb y 72.01 Oz Ag / Tc) se mantiene constante la cantidad de Na₂CO₃ y se hace variar la proporción de hierro esponja en la carga, de modo que se cumpla las siguientes relaciones:

$$\frac{\text{Peso de Fe}}{\text{Peso de Na}_2\text{CO}_3} = 0.5, \quad 0.75, \quad 1.0 \text{ y } 1.25$$

Se obtiene en la aleación extraída los resultados siguientes:

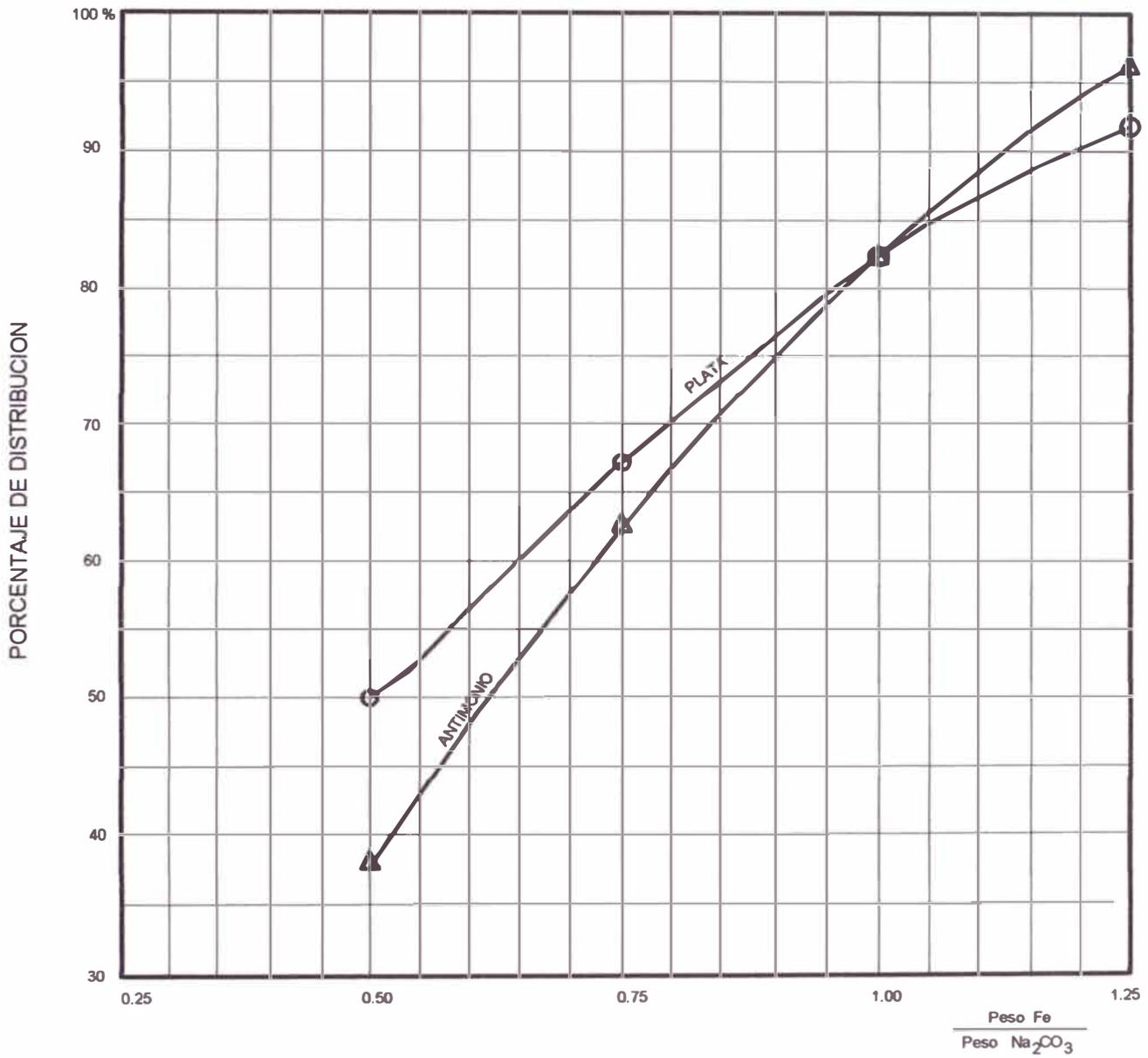
Cuadro No. 3

Leyes y Recuperaciones de Sb y Ag con Na₂CO₃ constante y Fe variable

Relación de Peso	Contenido Metálico		Recuperación	
	% Sb	Ag (onz/Tc)	% Sb	% Ag
Fe / Na ₂ CO ₃				
0.50	93.4	172.8	38.46	49.13
0.75	94.2	131.7	63.56	67.77
1.00	92.0	121.8	80.50	82.77
1.25	80.17	113.52	96.80	90.19

De donde se observa que, si se incrementa la proporción de Fe en la carga, aumenta la recuperación de Sb y plata, aunque con un pequeño sacrificio de las leyes de producto metálico. Ello permite sin embargo, que se logren recuperaciones tan altas como 96.8% de Sb y 90.2% de Ag, con leyes

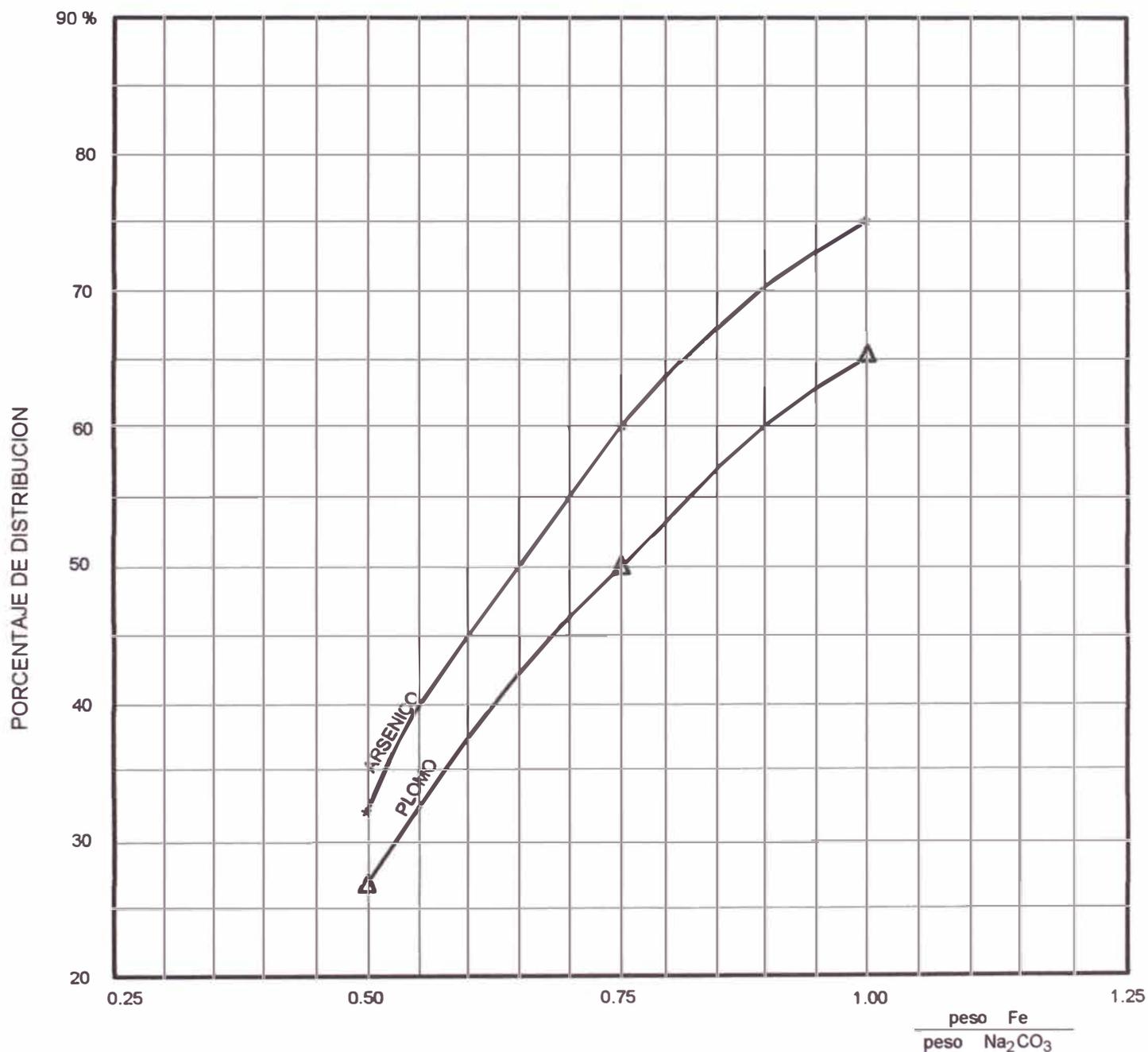
Fig. N° 8 RECUPERACION DE PLATA Y ANTIMONIO
A FIERRO VARIABLE Y CARBONATO DE
SODIO CONSTANTE



CONDICIONES

- Concentrado 400 Grs. (constante)
- Carbonato de de Sodio 160 Grs. (constante)
- Hierro 60,120,160,200 Grs. (variable)
- * Temperatura 975° C (constante)
- * Tiempo de proceso 50 minutos (constante)

Fig. Nº 9 DISTRIBUCION DEL PLOMO Y ARSENICO EN EL METAL RECUPERADO ANTIMONIO- PLATA A FIERRO VARIABLE Y CARBONATO DE SODIO CONSTANTE



CONDICIONES

- Concentrado 400 Grs (constante)
- Carbonato de Sodio 150 Grs. (constante)
- Hierro 80,120, 160, 200 (Variable)
- * Temperatura 975 ° C (Constante)
- * Tiempo proceso 50 minutos (Constante)

de 80.17% y 113.52 Oz/Tc respectivamente pero con un alto contenido de Fe libre en el producto metálico, el cual varía entre 6 y 7% (Ver figura No. 8). La acción del Fe como agente reductor-precipitador es tan eficaz que no solo reduce el antimonio y la plata, sino también al plomo, cobre y arsénico. En el cuadro siguiente, se puede observar el comportamiento de esas impurezas en el producto metálico:

Cuadro No. 4

Leyes y distribución de Pb – As en el producto metálico

Relación de Peso	Contenido Metálico		Distribución	
	Fe / Na ₂ CO ₃	%Pb	% As	% Pb
0.50	2.4	2.3	27.22	32.24
0.75	-	2.4	-	59.96
1.00	2.6	2.2	65.43	75.59

2.3.3.2.a.2 Cuando para un mismo peso de concentrado de Sb-Ag se mantiene constante la cantidad de Fe añadido y se varia la proporción de Na₂CO₃ en la carga, de modo que se cumplan las siguientes proporciones:

$$\frac{\text{Peso de Na}_2\text{CO}_3}{\text{Peso de Fe}} = 0.5, \quad 0.75, \quad 1.0 \quad \text{y} \quad 1.25$$

Se obtiene los siguientes resultados:

Cuadro No. 5

Leyes y Recuperaciones de Sb y Ag con Fe constante y Na_2CO_3 variable

Relación de Peso	Contenido Metálico			Recuperación / Distribución		
	$\text{Na}_2\text{CO}_3 / \text{Fe}$	% Sb	Ag(onz/Tc)	% As	% Sb	% Ag
0.50	89.7	198.5	2.6	85.01	71.39	86.72
0.75	91.7	197.4	2.5	83.28	72.97	85.17
1.00	92.0	190.0	2.2	80.50	82.77	75.50
1.25	89.6	187.6	2.5	77.58	83.54	60.69

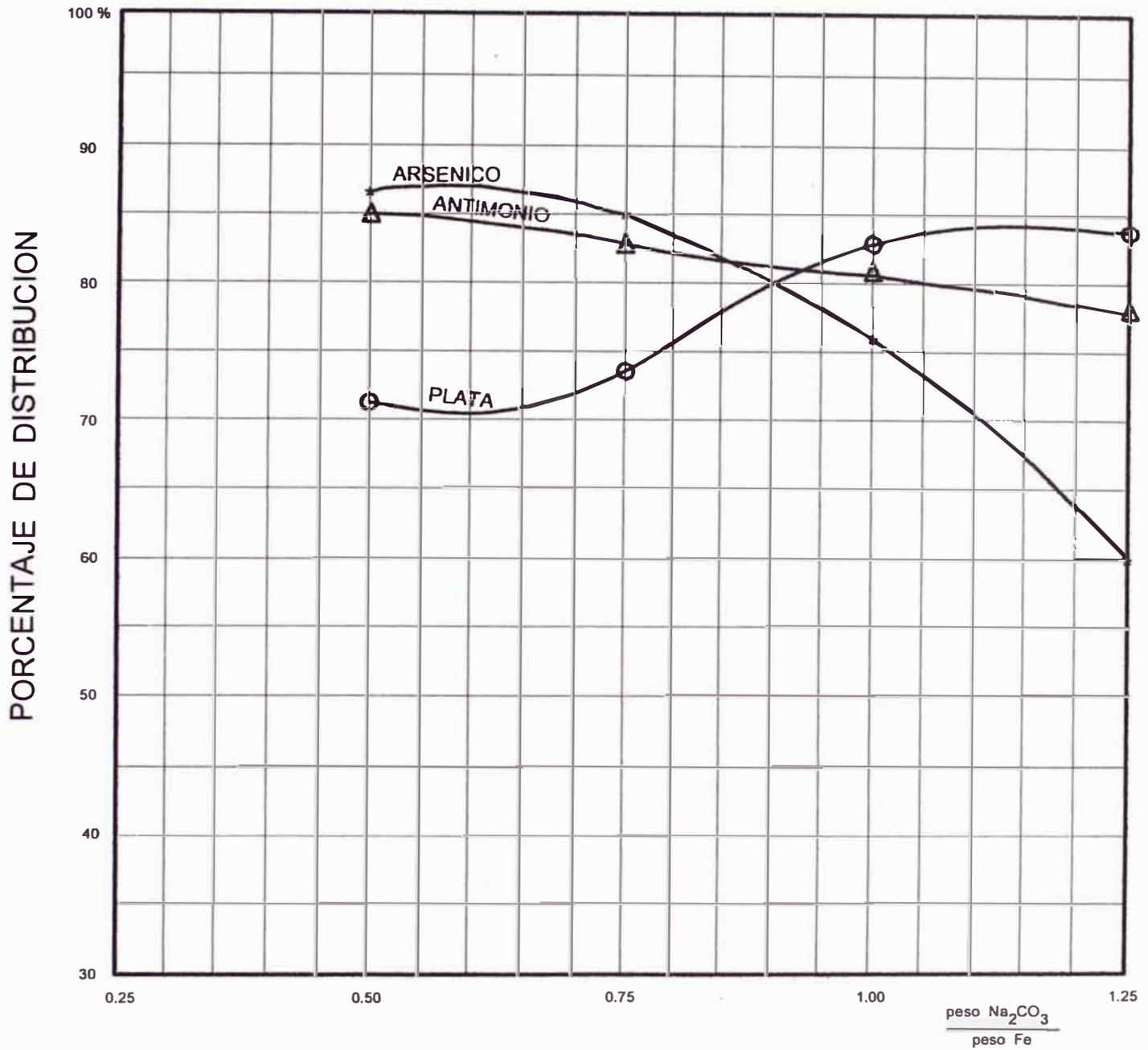
Se puede apreciar que cuanto mayor es la proporción del Na_2CO_3 añadido se logra un incremento en la recuperación de Ag, el cual se mantiene constante a partir de la proporción: Peso de Na_2CO_3 /Peso de Fe = 1.0 (Ver figura #10); registrándose a la vez un ligero descenso en la recuperación de Sb. También es interesante observar como varía el porcentaje de recuperación del arsénico en relación con el contenido de este elemento en el concentrado Sb-Ag, se puede notar que aquel decrece significativamente conforme aumenta la proporción de Na_2CO_3 . Esto último podría interpretarse como que si recién a partir de la presencia en el sistema de cierta proporción de fundente (Peso de Na_2CO_3 /Peso de Fe = 0.75), se hace más propicia la formación de arseniato alcalino. Este producto quedará retenido en la escoria.

Después de hacer una evaluación técnico-económica de los resultados obtenidos, en las pruebas realizadas, se concluye que las proporciones óptimas de operación para esta primera fusión son:

$$\frac{\text{Peso de Concentrado}}{\text{Peso de Fe}} = 2.0$$

$$\frac{\text{Peso de Fe}}{\text{Peso de } \text{Na}_2\text{CO}_3} = 1.25$$

Fig. Nº 10 · RECUPERACION DE PLATA Y ANTIMONIO
 A CARBONATO DE SODIO VARIABLE Y
 FIERRO CONSTANTE



CONDICIONES

- Concentrado 400 Grs. (Constante)
- Carbonato de Sodio 80, 120, 160, 200 Grs. (Variable)
- Fierro 160 Grs. (Constante)
- * Temperatura 975 ° C (Constante)
- * Tiempo proceso 50 minutos (Constante)

2.3.2.2 Resultados obtenidos en relación al Objetivo 2

N Este objetivo pretendió desarrollar un proceso complementario para el producto metálico resultante de la primera fusión de a fin de obtener un producto final con mayor contenido de antimonio-plata. Después de realizar algunas pruebas se logró encontrar el proceso buscado, el cual básicamente consistió en aprovechar el Fe libre (7 a 8% de Fe) existente en el producto metálico para reducir y precipitar el antimonio de un concentrado adicional a ser agregado en una segunda fusión.

Esta segunda operación se realiza añadiendo pequeñas proporciones de concentrado y fundente, previamente mezclado justo en la cantidad requerida para que se cumpla nuevamente la reacción:



Como ha de suponerse, las condiciones en que se realizó esta segunda fusión fueron un tanto distintas a las de la primera, ya que la pequeña cantidad de hierro libre precipitante utilizado para la segunda fusión se encuentra contenido en toda la masa del primer producto metálico, disminuyendo con ello la probabilidad de que exista un buen contacto entre el hierro y las partículas de concentrado de estibina agregados. Es por ello que se programó una serie de pruebas conducentes a determinar la proporción adecuada entre el peso del concentrado y el peso del Fe, la cual tenía que ser necesariamente mayor que 2.0 por las razones expuestas. Los resultados que se obtuvieron se presentan resumidos en el cuadro siguiente:

Cuadro No. 6

Leyes y porcentaje de eficiencia en el aprovechamiento del Fe

<u>Peso Conc.</u> Peso Fe	% Eficiencia en el aprovechamiento de Fe	Leyes de Sb %			Leyes de Fe %	
		Conc.	Metal de 1° Fusión	Metal de 2° Fusión	Metal de 1° Fusión	Metal de 2° Fusión
1.8	23.51	40.3	77.4	82.5	(*)	(**)
2.0	28.5	49.9	79.6	83.5	(*)	(**)
2.2	41.65	50.10	78.1	83.5	(*)	(**)
2.4	75.96	48.8	76.3	83.0	(*)	(**)
2.65	93.81	54.55	80.25	89.48	7.1	1.1
3.17	90.39	54.26	83.25	91.14	7.3	0.6

(*) No se realizó, pero debe ser del orden de 7.5% Fe

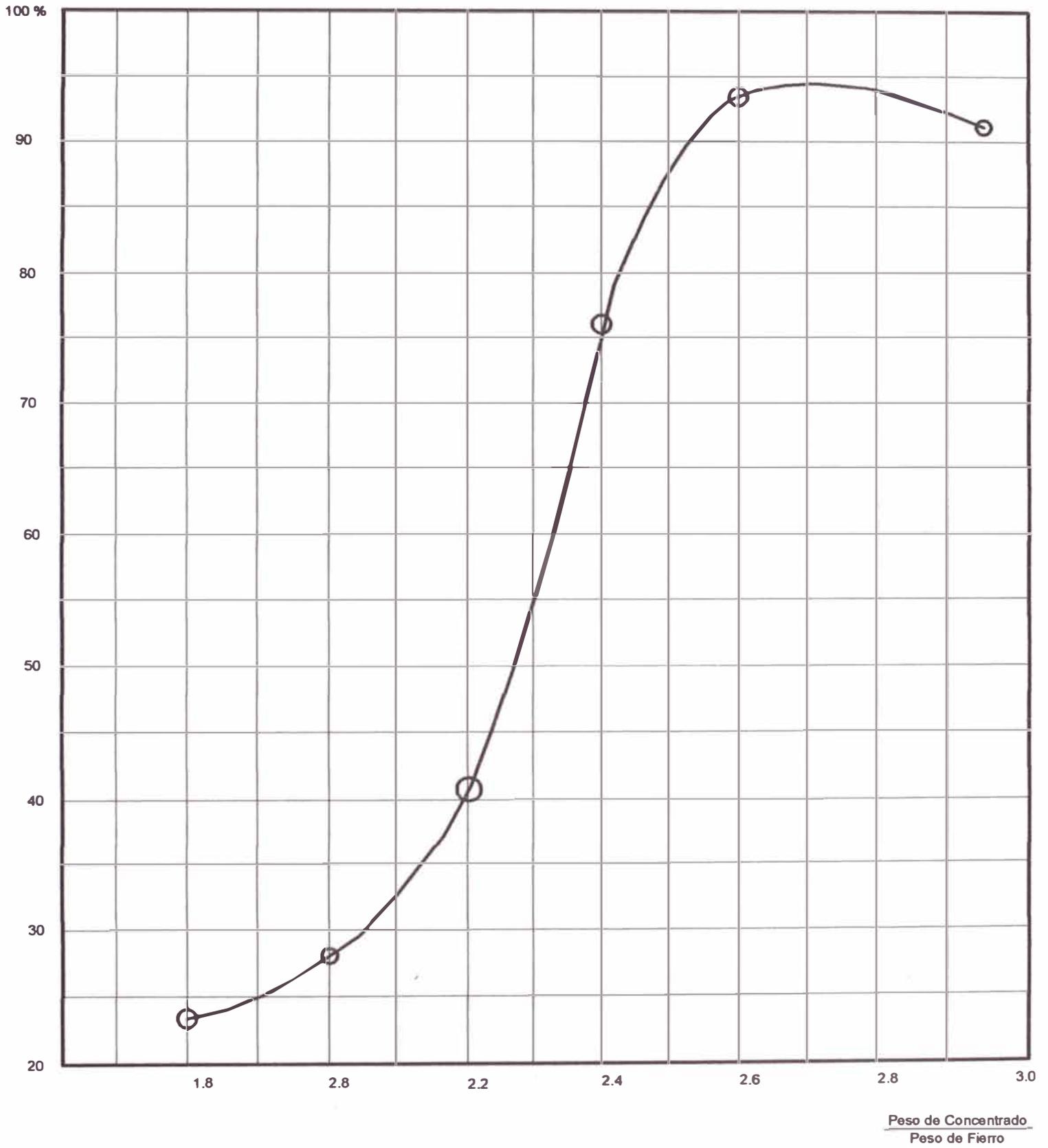
(**) No se realizó, pero debe ser del orden de 1.1% Fe

Como se puede apreciar, a medida que aumenta la proporción de concentrado, en relación al fierro precipitante, se logra un mejor aprovechamiento de esta impureza. En la figura N°11 se puede observar que el máximo de la curva de aprovechamiento del Fe libre se presenta cuando:

$$\frac{\text{Peso de Concentrado}}{\text{Peso de Fe}} = 2.65$$

Si se tiene en cuenta que el porcentaje de aprovechamiento del fierro fue calculado a partir de la cantidad de antimonio (del concentrado) que precipitó

Fig. N° 11 EFICIENCIA EN EL APROVECHAMIENTO DEL FIERRO



respecto del total que ingresó al sistema, se notará que al sobrepasar la relación 2.65 se estaría creando las condiciones propicias como para acelerar la precipitación de otros elementos como el cobre, plomo, arsénico etc., los cuales tenderían a disminuir el valor del producto metálico final.

En cuanto a las leyes. que aparecen en el Cuadro N° 6 , se debe mencionar que ellas sólo dan la conformidad del mejoramiento de los contenidos metálicos, más no son los únicos factores determinantes en el cálculo de la eficiencia porcentual de aprovechamiento del fierro.

Por otro lado es necesario advertir que en esta serie de pruebas los concentrados y productos involucrados en los 4 primeros experimentos fueron analizados en un laboratorio diferente a la de las últimas 2 pruebas, de allí el porqué se observa una notable variación en el valor de las leyes de antimonio de un grupo respecto al otro.

2.4 PRODUCTOS OBTENIDOS

2.4.1 Producto Metálico Final

Es una aleación básicamente constituida por antimonio, de aspecto físico brillante y lustroso y de color gris plata. Entre las características físicas más importantes que presenta se tienen:

- Posee una mayor dureza que el antimonio metálico puro.
- Es quebradizo y puede pulverizarse con facilidad.
- Presenta un alto peso específico: 7.922 grs/cc, y
- Su punto de fusión es: 630°C.

El análisis químico efectuado arrojó los siguientes resultados:

Cuadro No. 7

Análisis químico del producto metálico final

% Sb	Ag (onz/Tc)	Au(onz/Tc)	%Fe	%Pb	%As
89.5	116.72	0.34	1.1	3.0	2.0

2.4.2 Escoria

Estaría conformada principalmente por una mezcla de FeS, Na₂S y FeO formando silicatos. La escoria obtenida es muy dura, presenta un aspecto lustroso de color café-verdoso. En contacto con la humedad del medio ambiente es muy hidróscopica convirtiéndose finalmente en un polvo muy fino e impalpable, que varía en su color de negro a café. El peso específico determinado para la escoria es de 4.891 grs/cc. El análisis químico arrojó la siguiente composición:

Cuadro No. 8

Análisis químico de la escoria

% Sb	Ag (onz/Tc)	% Pb	% As	%Cu	%Fe	% S	Otros
1.17	9.0	0.24	0.41	0.25	44.70	18.80	25.43

2.5 BALANCES METALÚRGICOS Y DIAGRAMA DE FLUJO CUANTITATIVO

Cuadro No. 9

Análisis químico porcentual de los principales productos que ingresan y egresan del sistema

(%) Principales Elementos	Productos que ingresan			Productos que egresan		
	Concent. Sb - Ag	Carbon. Sodio	Fierro esponja	Aleación Sb - Ag	Escoria	Gases Residual
Sb	52.53			89.48	1.17	7.1 (5)
Ag	0.25			0.36 (3)	0.03 (3)	
Au	0.001 (2)			0.001 (4)		
Pb	1.91			3.0 (5)	0.24(5)	
As	1.54			2.0 (5)	0.41 (5)	
Fe	7.10		90.0 (5)	1.1	44.7 (5)	
S	19.66				18.8 (5)	
Na		26.3 (5)			10.0 (5)	
CO ₃		68.7 (5)				
CO ₂						87.9 (5)
O ₂					6.3 (5)	5.0 (5)
S ₁ O ₂	17.01 (5)	5.0 (5)	10.0 (5)	4.06 (5)	18.35 (5)	
Total	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00	100.00

- (1) Equivalente a 79.38 Oz Ag/TM (72.01 Oz Ag/Tc)
- (2) Equivalente a 0.21 Oz Au/TM (0,19 OZ Au/Tc)
- (3) Equivalente a 128.66 Oz Ag/TM (116.72 Oz Ag/Tc)
- (4) Equivalente a 0.38 OZ Ag/Tm (0.34 Oz Au/Tc)
- (5) Calculado o estimado
- (6) Equivalente a 9.0 Oz Ag/TM

2.5.1 Balance metalúrgico de los principales productos

Base: 1 Tm de concentrado

Productos que ingresan al sistema:	Kilogramos
– Concentrado Antimonio – Plata	1,115.5
– Fierro esponja	500.0
– Carbonato de Sodio	443.6
TOTAL	2,059.1
	=====

Productos que egresan del sistema:	Kilogramos
– Aleación Antimonio – Plata	618.1
– Escoria	1,166.5
– Gases (*)	274.5
TOTAL	2,059.1
	=====

(*) No incluye los gases producto de la combustión del petróleo

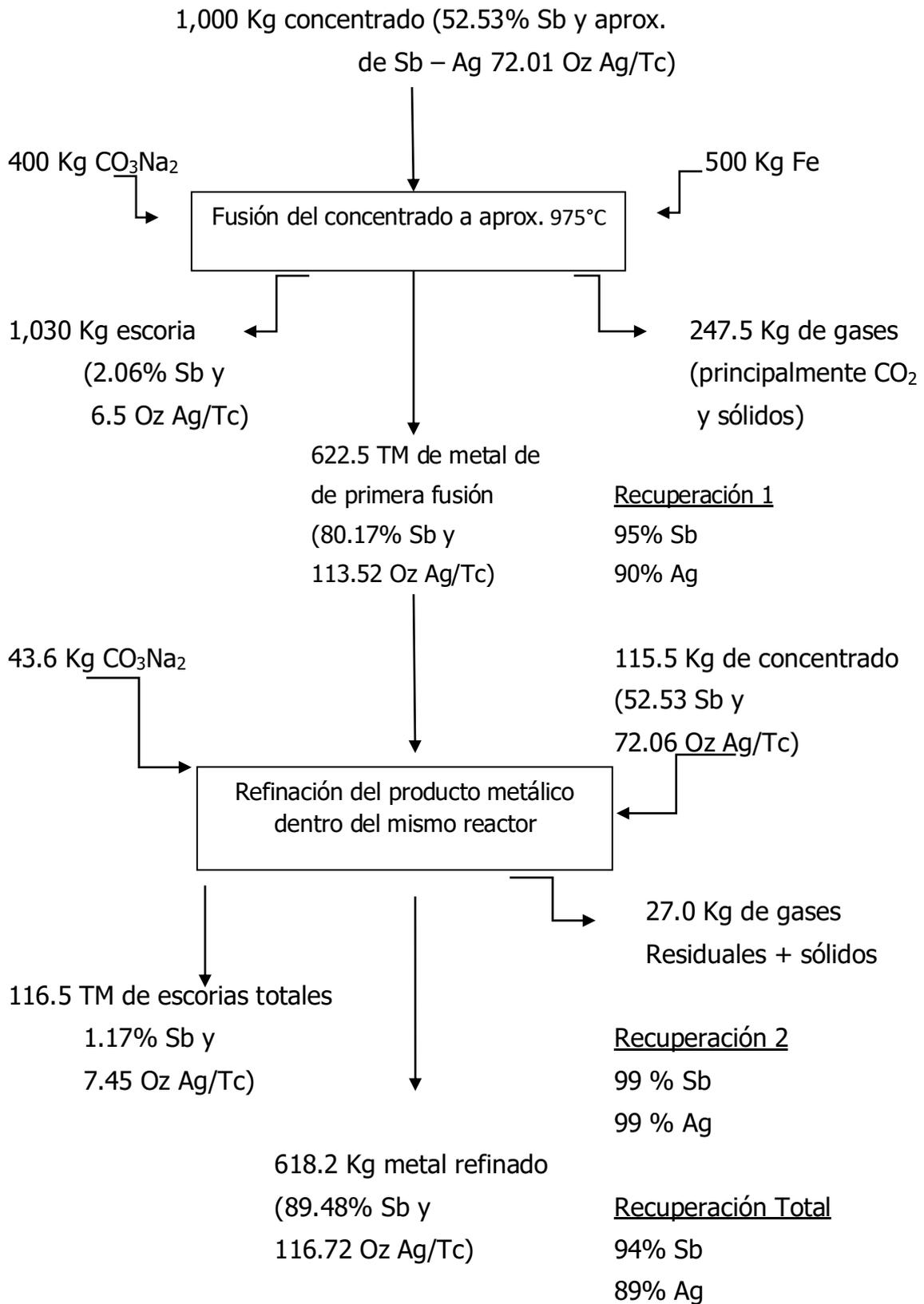
Cuadro No. 10

Balance metalúrgico de los principales elementos

	Productos que ingresan (Kg)				Productos que egresan (Kg)				
	Concent. Sb - Ag	Fierro esponja	Carbo nato de Sodio	Total	Aleación Sb - Ag	Escoria	Gases	Total	Recup. (%)
Sb	586.0			586.0	553.0	13.6	19.4(*)	586.0	94.4
Ag	2.7			2.7	2.2	0.5		2.7	81.5
Au									
Pb	21.3			21.3	18.5	2.8		21.3	86.9
As	17.2			17.2	12.4	4.8		17.2	72.1
Fe	79.0	450.0		529.0	6.8	521.2	1.0	529.0	8.6
S	219.4			219.4		219.3	0.1	219.4	100.0
Na			116.7	116.7		116.7		116.7	100.0
S ₁ O ₂	189.9	50.0	326.8	566.8	25.2	287.6	254.0	556.8	
Total	1,115.5	500.0	443.6	2,059.1	618.1	1,166.5	274.5	2059.1	

(*) Más del 3% de antimonio que ingresa al sistema se perdería con los gases residuales, si no se dispone de un equipo recuperador de sólidos.

2.5.2 Diagrama de flujo y Balance de materiales



2.6 CONCLUSIONES EXPERIMENTALES

1) Se determinó que a nivel de laboratorio las condiciones óptimas de operación para extraer Sb y Ag, en un primer producto metálico a partir de concentrados sulfurados de antimonio son:

a) Temperatura 975°C

b) Tiempo 50 minutos

c) $\frac{\text{Peso de Concentrado}}{\text{Peso de Fe}} = 2.0$

d) $\frac{\text{Peso de Fe}}{\text{Peso de CO}_3\text{Na}_2} = 1.25$

El producto metálico de "primera fusión" tenía la siguiente composición: 80.25% Sb; 113.25 Oz Ag/Tc, y 7.1% de Fe,

La eficiencia de recuperación de los metales valiosos mediante este proceso de primera fusión fue 96.8% Sb y 90.20% de Ag.

2) Se comprobó la eficiencia del proceso complementario, descrito anteriormente, el cual permite elevar las leyes de Sb y Ag en el producto metálico de primera fusión. Dicho producto final fue denominado de "segunda fusión" y se encontró que su obtención requerirá las siguientes condiciones óptimas de operación:

a) Temperatura 975°C

b) Tiempo 30 minutos

c) $\frac{\text{Peso de Concentrado}}{\text{Peso de Fe}} = 2.65$

El producto metálico final o de "segunda fusión" aquí obtenido tuvo la siguiente composición:

89.48% Sb; 116.72 Oz Ag/Tc; y 1.1% de Fe.

La eficiencia de recuperación de los metales valiosos fue de 94% Sb y 89% Ag.

Fig. Nº 12 DIAGRAMA DE FASES DEL SISTEMA Sb-Ag

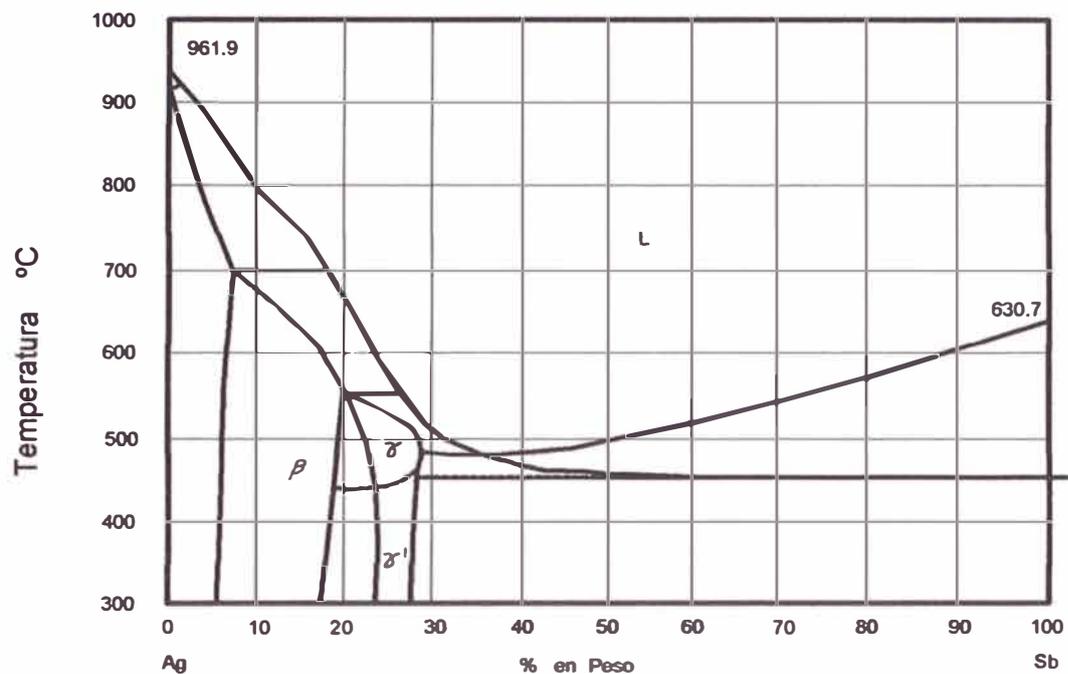
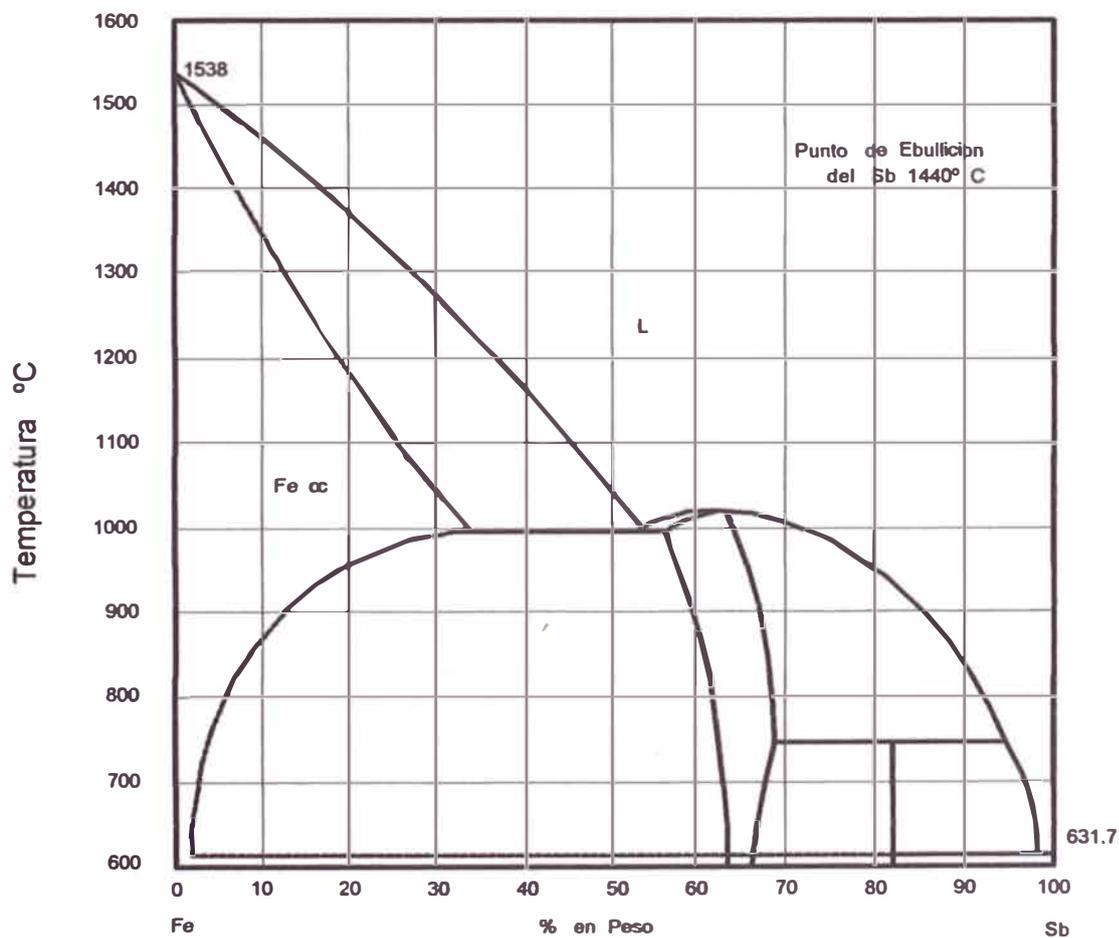


Fig. Nº 13 DIAGRAMA DE FASES DEL SISTEMA Sb-Fe



Capítulo III

INGENIERIA Y DISEÑO DE PLANTA

3.1 Ingeniería Básica

Como se ha podido apreciar, las distintas pruebas metalúrgicas realizadas en la parte previa experimental estuvieron orientadas a determinar las condiciones óptimas de operación para extraer antimonio y plata en un producto metálico de altas leyes con la mayor recuperación posible de los valores. Sin embargo, es importante recalcar que dichos experimentos, realizados a nivel de laboratorio, fueron del tipo "batch" empleándose para los mismos un horno de mufla eléctrico y crisoles de grafito. Desde un punto de vista netamente técnico, el escalamiento del proceso propuesto, del nivel de laboratorio al nivel industrial, involucra problemas relacionados con el tipo ideal de reactores a utilizarse y con la secuencia operacional óptima a establecerse.

En cuanto al proceso metalúrgico se refiere, las principales variables estequiométricas que definen su realización ya han sido establecidas experimentalmente en pruebas por lotes y no sufrirán alteraciones significantes a una escala industrial si es que el proceso se realiza en batch o semi-batch; por otro lado, la variable temperatura del proceso ha sido fijada tanto experimentalmente como termodinámicamente en 1000°C. Respecto al tiempo de procesamiento, este variará a nivel industrial debido a que las pruebas a nivel de laboratorio han sido realizadas en condiciones distintas; por lo tanto su definición tendrá que estar relacionada

con los fenómenos de transferencia de calor involucrados a este nivel.

Para una mejor exposición de los criterios y cálculos de ingeniería considerados en el diseño de los equipos, se ha preferido clasificar a éstos en dos grandes grupos:

- Equipo Básico: comprende principalmente el horno de fusión y sus quemadores.
- Equipo Complementario: conformado por todos aquellos equipos que intervienen en las operaciones coadyubantes del proceso, tales como carguío, colada, etc. Entre los principales equipos considerados se tiene: tecles y tolvas de carguío, horno de retención y quemadores para la colada, moldes, carros transportadores, etc.

3.1.1 Equipo Básico

En este rubro es importante anotar que el reactor que mejor reproduce las condiciones de procesamiento experimentadas en el laboratorio es un "Horno Basculante de Crisol", ya que con él se cumple a cabalidad las características operacionales tipo "batch". Sin embargo, este reactor fue descartado por la pequeña capacidad de tratamiento que ofrecía y por los relativamente altos costos de operación que involucraría el manejar varios hornos de este tipo a fin de poder cubrir el nivel de tratamiento de concentrados diarios. Como solución al problema de la pequeña capacidad del reactor, se consideró como una alternativa viable la utilización del "Horno Reverbero Convencional" por su gran capacidad y su eficiencia térmica.

Dado que el proceso propuesto genera un volumen considerable de escorias (varias veces el de la aleación Sb-Ag) se optó por aprovechar el máximo de la capacidad del reactor evacuando gran cantidad de dichas escorias y permitiendo así una carga adicional del horno por cada "batch" que se realizara. Esto último requería que el reactor a escogerse debiera ser de fácil

maniobrabilidad en las etapas de descarga, llegándose entonces a la conclusión de que sólo un "Horno Reverbero Tipo Basculante" podía cumplir con la totalidad de los requisitos mencionados.

3.1.2 Secuencia operacional del proceso

El proceso consiste en realizar 2 operaciones "batch" por día, donde el concentrado de estibina a procesar en cada "batch" sea de 10 TM. Considerando que la carga al horno está compuesta por concentrado de antimonio, carbonato de sodio y "fierro esponja", esta será añadida al horno en forma secuencial y de acuerdo a un programa establecido en función de ciertos tiempos de procesamiento pre-establecidos. El carguío se hará de la siguiente manera:

Primeramente se añade al reactor el concentrado de estibina y el fundente carbonato de sodio, de modo que estando fundida esta mezcla se procede a agregar el "fierro esponja", el cual reduce directamente al antimonio metálico precipitándolo después de un tiempo determinado. Luego se realiza una primera evacuación de la escoria a fin que, aún dentro de la primera operación "batch", se pueda hacer una segunda secuencia de carguío y precipitación en el reactor; finalmente se llevará a cabo la colada del antimonio metálico acumulado en el reactor, así como la descarga de la última escoria generada durante el primer "batch".

Las etapas de las que consta un proceso Batch y sus respectivos tiempos de duración se detallan a continuación:

Cuadro N° 11

Secuencia operacional de un proceso "batch"

1er. Carguío principal de la mezcla Sb_2S_3 y Na_2CO_3
Fusión del primer carguío de la mezcla anterior
1er. Carguío del fierro esponja
Primera precipitación del Sb/Ag metálicos
1er. Carguío secundario de mezcla Sb_2S_3 y Na_2CO_3 para enriquecimiento del 1er. producto metálico
Descarga parcial de la primera escoria obtenida
2do. Carguío principal de la mezcla Sb_2S_3 y Na_2CO_3
Fusión del segundo carguío principal de la anterior mezcla Sb_2S_3 y Na_2CO_3
Segunda precipitación del Sb/Ag metálicos
2do. Carguío secundario de mezcla Sb_2S_3 y Na_2CO_3 para enriquecimiento del 2do. producto metálico
Colada de los dos productos metálicos Sb/Ag acumulados y enriquecidos
Segunda descarga total de la escoria acumulada

3.1.3 Considerandos del programa operativo y de producción

- a) La capacidad del crisol del horno será de 10 TM / carga principal inicial.
- b) En cada operación "batch" se realizarán dos carguíos principales con una sola colada del producto metálico por cada carguío principal. A cada carguío principal corresponderá un carguío secundario de enriquecimiento del producto metálico.
- c) El tiempo de duración de cada "batch" será de 12 horas y se

realizarán 2 operaciones "batch" por día.

- d) Se trabajará en forma continua las 24 horas del día a razón de 3 turnos/días y de 8 horas/turno.
- e) Se operará 345 días por período anual, considerándose durante este un mantenimiento del horno de 5 días a mitad del período y otro de 15 días al final del mismo.
- f) La producción del producto metálico será: 10.482 Tm / día y 3,616.29 Tm / año

3.1.4 Diseño del horno reverbero basculante.

3.1.4.a Características principales del horno

- Dimensiones exteriores:

Largo = 4.00 Mts.

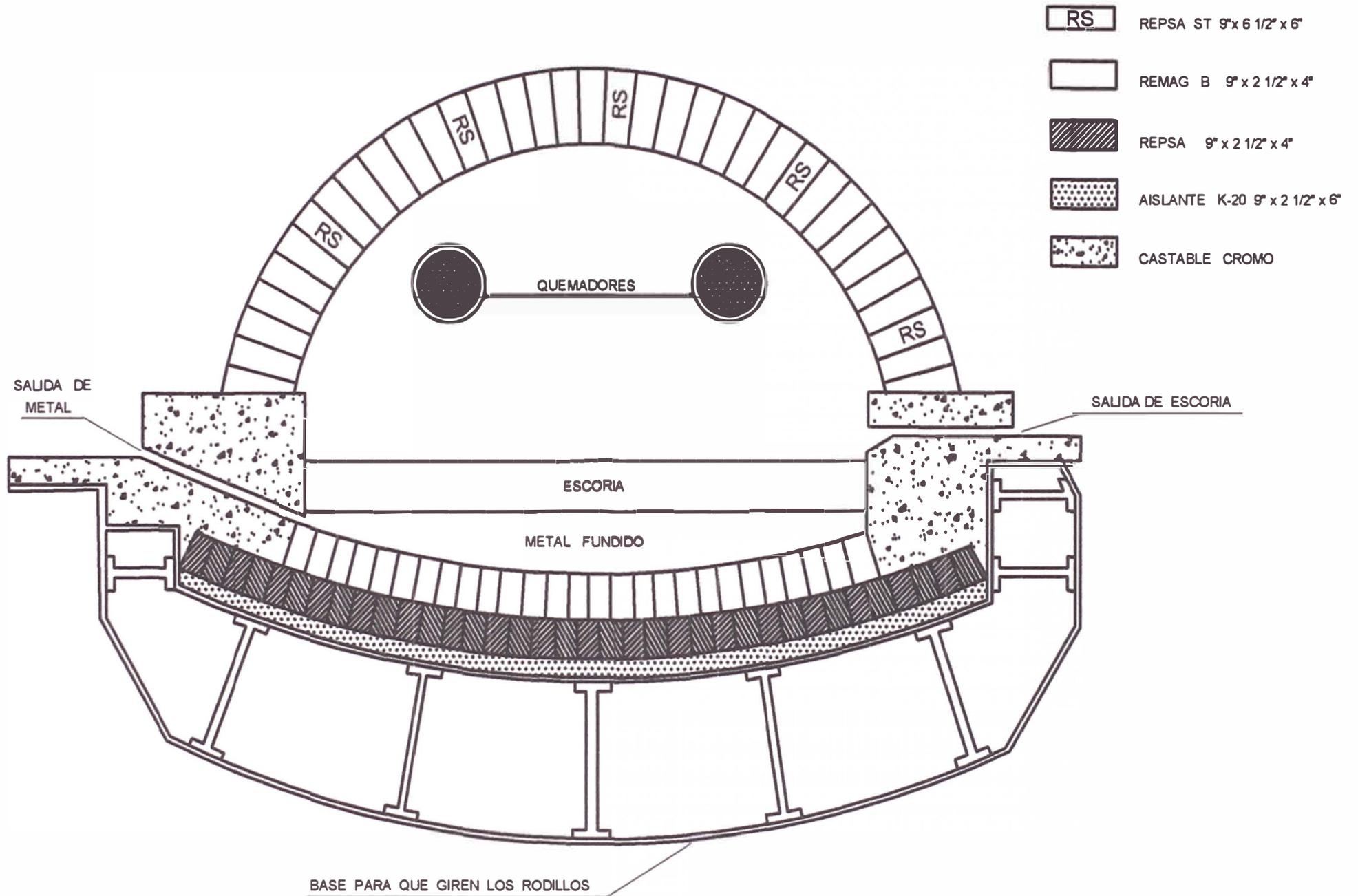
Ancho = 2.60 Mts.

Altura = 1.95 Mts.

- Tiene una bóveda semicilíndrica que le permite reflejar óptimamente el calor.
- El crisol está construido monolíticamente con refractarios y castable.
- El horno está reforzado por una estructura metálica, lo que le proporciona una consistencia sólida y fuerte.
- Todo el conjunto del horno se sitúa sobre un juego de rodillos accionados por un equipo de basculamiento, el cual a su vez se apoya sobre una estructura de concreto reforzado.
- El horno presenta las siguientes aberturas:
 - a) Dos bocas de alimentación situadas en la parte superior del horno y cuyas dimensiones son de 20 cms. x 63 cms.
 - b) Dos orificios de descarga, uno de evacuación de la mata y otro para

Fig. N° 14

HORNO REVERBERO BASCULANTE



evacuar la escoria.

- c) En una de sus paredes laterales tiene 2 orificios en donde se ubican los quemadores.
- d) En la otra pared lateral presenta otra abertura donde se ubica la chimenea para la salida de los gases.

3.1.4.b Capacidad del crisol

El crisol ha sido diseñado para que tenga una capacidad de 10 Tm de carga inicial / batch, si consideramos que esta carga inicial tendrá una densidad promedio ponderada de 3.10 Tm/m³, esto es como producto de estar conformada por: 5.3 Tm de Sb₂S₃ con 4.65 Tm/m³, 2.12 Tm de Na₂CO₃ con 1.2 Tm/m³ y 2.65 Tm de Fe con 7.88 Tm/m³, se tiene que el volumen final de estos componentes será:

$$10.00 \text{ TM} / 3.10 \text{ TM/m}^3 = 3.23 \text{ m}^3$$

Consecuentemente, las dimensiones del crisol correspondiente serán:

- Largo: 3.20 mts.
- Ancho: 1.85 mts.
- Altura: 0.55 mts

La altura anterior se determinó como resultado del cociente:

$$3.23 \text{ m}^3 / 5.92 \text{ m}^2$$

3.1.4.c Cálculos para el 1er. Carguío principal (inicial) al crisol

Esta carga inicial se realiza en dos etapas, la primera consiste en agregar conjuntamente el concentrado de estibina y el fundente carbonato de sodio en las cantidades siguientes (conforme a las proporciones establecidas en

el diagrama de flujo cuantitativo del acápite 2.5.2 del Capítulo II:
Concentrado / Fundente = 2.5 , osea:

Concentrado (Sb_2S_3) :	5.30 TM
Fundente (Na_2CO_3) :	<u>2.12 TM</u>
Total	7.42 TM

Lo que implicará que el volumen de esta primera mezcla sea 2.91 m^3 por tener una densidad de 2.55 Tm/m^3 , con lo que la altura del crisol que estará ocupada será 0.49 mts.

La segunda etapa del 1er. carguío principal se realiza cuando la mezcla del concentrado de estibina y el carbonato de sodio de encuentran fundidos (temperatura de fusión del Na_2CO_3 : $854 \text{ }^\circ\text{C}$), procediéndose entonces a cargar 2.65 Tm del agente reductor "fierro esponja" (proporción determinada experimentalmente: Concentrado / Agente reductor Fe = 2.0) con lo que se totaliza 10.07 Tm de carga inicial a partir de la cual se puede confirmar lo siguiente:

c.1. Volumen total del 1er. carguío principal:

$$10.07 \text{ TM} / 3.10 \text{ TM/m}^3 = 3.25 \text{ m}^3$$

c.2. Altura máxima que ocuparía la carga inicial total:

$$\frac{3.25 \text{ m}^3}{5.92 \text{ m}^2} = 0.55 \text{ mts.}$$

c.3. Pesos de los productos obtenidos del 1er. Carguío principal:

c.3.1. Peso del 1er. Producto metálico:

Considerando la proporción en peso obtenido experimentalmente (32.763 % del peso total del 1er. carguío principal según el diagrama de flujo cuantitativo del acápite 2.5.2

del Capítulo II, el peso del 1er. producto metálico obtenido y retenido en el crisol del horno, esto es después de ocurrida la fundición del total de la carga inicial y su respectiva reducción directa, será:

$$10.07 \text{ Tm} \times 0.32763 = 3.299 \text{ Tm}$$

Este producto metálico tiene una densidad de 7.022 Tm/m^3 con 80.17 % Sb y 113.52 Onz Ag / Tc conforme al referido diagrama de flujo cuantitativo.

c.3.1.1. Volumen del crisol que ocupa el 1er. Producto metálico:

$$3.299 \text{ Tm} / 7.022 \text{ Tm/m}^3 = 0.47 \text{ m}^3$$

c.3.1.2. Altura del crisol ocupado por el 1er. Producto metálico:

$$0.47 \text{ m}^3 / 5.92 \text{ m}^2 = 0.079 \text{ mts.}$$

c.3.2. Peso de la escoria:

Se obtiene de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \text{Peso escoria} &= \text{Peso carga total} \\ &\quad - \text{Peso (producto metálico + gases)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Peso Escoria} &= 10.07 \text{ Tm} - (3.299 + 0.88) \text{ Tm} \\ &= 5.891 \text{ Tm} \end{aligned}$$

Donde:

$$\begin{aligned} \text{Peso de los gases (CO}_2\text{)} &= \left(\frac{\text{P.M. CO}_2}{\text{P.M. Na}_2\text{CO}_3} \times 100 \right) \\ &\quad \times \text{Peso Na}_2\text{CO}_3 \text{ en la carga} \end{aligned}$$

$$= 0.4151 \times 2.12 \text{ Tm} = 0.88 \text{ Tm}$$

c.3.2.1. Volumen de la escoria del 1er. Carguío principal:

La densidad de la escoria determinada en el laboratorio es 4.89 TM/ m³, por lo que su volumen resulta ser:

$$5.891 \text{ Tm} / 4.89 \text{ Tm/m}^3 = 1.21 \text{ m}^3$$

c.3.2.2. Altura del crisol ocupada por la 1ra. escoria

$$1.21 \text{ m}^3 / 5.92 \text{ m}^2 = 0.204 \text{ mts}$$

3.1.4.d Cálculos sobre el 1er. Carguío Secundario para Enriquecimiento

Conforme a las pruebas experimentales realizadas y a lo establecido en el referido diagrama de flujo cuantitativo, es posible mejorar la ley de Sb en el 1er. Producto metálico aprovechando los remanentes de fierro esponja existente en este último (aprox. 7 %), para lo cual se deberá agregar más concentrado y fundente en una proporción 2.65/1 y en una cantidad equivalente al 11.36 % del peso de la mezcla Sb₂S₃ y Na₂CO₃ agregada en la primera etapa de 1er. carguío principal (7.42 Tm), es decir que para el referido enriquecimiento se agregará 0.843 Tm de mezcla en la que 0.612 Tm serán de concentrado y 0.231 Tm serán de fundente. Con lo cual el 1er. Producto metálico enriquecido tendrá un ligero menor peso de 3.276 Tm (99.31 % de 3.299 Tm) pero con mejoradas leyes en sus valores: 89.48 % Sb y 116.72 Onz.Ag/Tc.

3.1.4.e Descarga parcial de la 1ra. Escoria (1er. Carguío Principal)

Dado que el volumen de escoria a ser evacuada en la primera descarga debe ser tal que siempre quede en el horno una capa de escoria que sobrenade sobre el producto metálico, esto es a fin de que no haya pérdidas de valores (Sb y Ag) por oxidación y volatilización, es recomendable dejar dentro del horno un 10 % de escoria (0.121 m³), procediéndose a evacuar 1.089 m³ de la misma.

Luego, si el volumen de escoria evacuada es 1.089 m³, se podrá disponer dentro del crisol de una altura de:

$$1.089 \text{ m}^3 / 5.92 \text{ m}^2 = 0.184 \text{ mts.}$$

Lo cual permite inferir que, después del carguío inicial y de la primera evacuación, la altura del crisol del horno estará ocupada en 0.099 mts. = 0.079 mts. de Sb metálico + (0.204 – 0.184) mts. de escoria. Luego, respecto de los 0.55 mts. de altura del crisol, quedará disponible 0.451 mts para efectuar un 2do. Carguío principal de concentrado, fundente y fierro esponja (en los cálculos anteriores se ha despreciado las mínimas variaciones que con la mezcla agregada para el enriquecimiento sufrirían el 1er. Producto metálico y la primera escoria obtenida).

3.1.4.f Cálculos para el 2do. Carguío Principal al crisol:

La segunda carga se agregará una vez que se haya realizado la evacuación de un volumen definido de escoria (1.089 m³), quedando en el crisol sólo la escoria mínima (0.121 m³) necesaria para proteger el antimonio fundido del contacto con el

medio ambiente, para lo cual se seguirá el procedimiento descrito para el carguío inicial, cargándose primeramente y en forma conjunta el concentrado de estibina y el fundente carbonato de sodio en las siguientes cantidades:

Estibina	3.18 TM
CO ₃ Na ₂	1.27 TM
Total	4.45 TM

Lo que implicará que el volumen de esta primera mezcla sea 1.745 m³ por tener una densidad de 2.55 Tm/m³, con lo que la altura del crisol que esta ocupará será 0.295 mts. y dada la altura que se tenía disponible para la segunda carga era 0.451 mts., aún quedará 0.156 mts. disponibles después de realizada esta última, con lo que luego de fundida esta segunda carga se estará en condiciones de agregar 1.59 Tm de fierro esponja, esto es en la proporción: Concentrado / Fe = 2.0, con lo que la reducción directa de la estibina se producirá inmediatamente.

f.1. Volumen total del 2do. carguío principal:

$$6.04 \text{ Tm} / 3.10 \text{ Tm/m}^3 = 1.95 \text{ m}^3$$

f.2. Altura total ocupada por 2do. carguío principal:

$$1.95 \text{ m}^3 / 5.92 \text{ m}^2 = 0.33 \text{ mts.}$$

f.3. Pesos de los productos obtenidos en el 2do. carguío principal

f.3.1. Peso del 2do. Producto metálico adicional:

Tomando en cuenta la proporción en peso obtenido experimentalmente (32.763 % del peso total del 1er. Carguío

principal según el diagrama de flujo cuantitativo del acápite 2.5.2 del Capítulo II, el peso del 2do. producto metálico adicional obtenido en el crisol del horno, esto es después de ocurrida la fundición del total de la segunda carga principal y su respectiva reducción directa, será:

$$6.04 \text{ Tm} \times 0.32763 = 1.979 \text{ Tm}$$

Este producto metálico tendrá igualmente una densidad de 7.022 Tm/m³ con 80.17 % Sb y 113.52 Onz Ag / Tc conforme también está referido en el mencionado diagrama de flujo cuantitativo.

f.3.1.1. Volumen ocupado por 2do. Producto metálico adicional :

$$1.979 \text{ Tm} / 7.022 \text{ Tm/m}^3 = 0.282 \text{ m}^3$$

f.3.1.2. Altura del crisol ocupado por 2do. Producto metálico adicional:

$$0.282 \text{ m}^3 / 5.92 \text{ m}^2 = 0.048 \text{ mts.}$$

f.3.2. Peso de la escoria del 2do. Carguío principal:

Se obtiene de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \text{Peso escoria} &= \text{Peso carga total} \\ &\quad - \text{Peso (producto metálico + gases)} \end{aligned}$$

$$\text{Peso Escoria} = 6.04 \text{ Tm} - (1.979 + 0.527) \text{ Tm} = 3.534 \text{ Tm}$$

Donde:

$$\text{Peso de los gases (CO}_2\text{)} = \left(\frac{\text{P.M. CO}_2}{\text{P.M. Na}_2\text{CO}_3} \times 100 \right)$$

$$\begin{aligned} &\quad \times \text{Peso Na}_2\text{CO}_3 \text{ en la carga} \end{aligned}$$

$$= 0.4151 \times 1.27 \text{ Tm} = 0.527 \text{ Tm}$$

f.3.2.1. Volumen de escoria en el 2do. Carguío principal:

La densidad de la escoria determinada en el laboratorio es 4.89 Tm/ m³, por lo que su volumen resulta ser:

$$3.534 \text{ Tm} / 4.89 \text{ Tm/m}^3 = 0.723 \text{ m}^3$$

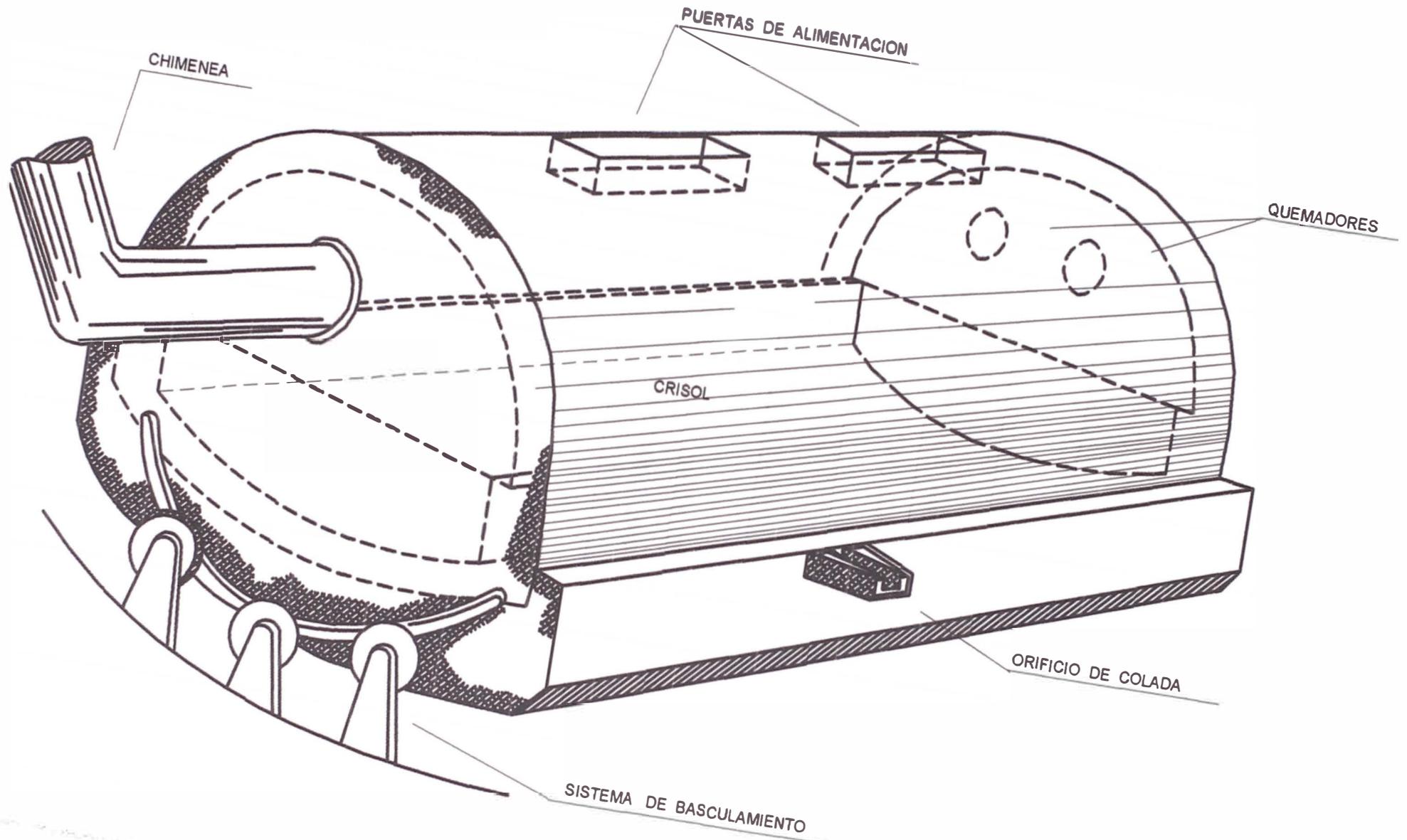
f.3.2.2. Altura del crisol ocupada por la 1ra. escoria

$$0.723 \text{ m}^3 / 5.92 \text{ m}^2 = 0.122 \text{ mts}$$

3.1.4.g Cálculos sobre el 2do. Carguío Secundario (enriquecimiento).

De acuerdo a las pruebas experimentales realizadas y a lo establecido en el referido diagrama de flujo cuantitativo, se deberá agregar más concentrado y fundente en la proporción establecida de 2.65 / 1 y en una cantidad equivalente al 11.36 % del peso de la mezcla Sb₂S₃ y Na₂CO₃ agregada en la primera etapa de 2do. carguío principal (4.45 Tm), es decir que para el referido enriquecimiento se agregará 0.506 Tm de mezcla en la que 0.367 Tm serán de concentrado y 0.139 Tm serán de fundente. Con lo que el 2do. Producto metálico enriquecido tendrá un ligero menor peso de 1.965 Tm (99.31 % de 1.979 Tm) pero con mejoradas leyes en sus valores: 89.48 % Sb y 116.72 Onz. Ag / Tc.

Fig. N° 15 DETALLES DEL HORNO REVERBERO BASCULANTE



RESUMEN DE RESULTADOS OBTENIDOS Y PROYECTADOS:

Producto metálico final total obtenido en una operación "batch":

$$\begin{aligned}\text{Producto metálico enriquecido} &= (1\text{er.} + 2\text{do.}) \text{ productos metálicos} \\ &= (3.276 + 1.965) \text{ Tm} \\ &= 5.241 \text{ Tm / "batch"}\end{aligned}$$

Ley del producto metálico enriquecido: 89.48% Sb y 116.72 Onz.Ag/Tm

Producción diaria de metal enriquecido (2 "batch") = 10.482 Tm / día

Producción anual de metal enriquecido (345 días) = 3,616.3 Tm / año

3.1.4.h Volumen de la cámara de combustión:

La cámara de combustión tiene la forma de un medio cilindro y es el lugar donde se produce la combustión del combustible, sus medidas son las siguientes:

- Diámetro (2r) = 2.0 mts.
- Longitud (H) = 3.2 mts.

El volumen se halla por medio de la fórmula correspondiente a la de un medio cilindro.

$$V = \frac{\pi .r^2.H}{2}$$

$$V = 10.048 \text{ m}^3 / 2 = 5.024 \text{ m}^3$$

3.1.1.4.i Espesor de las paredes y solera

El espesor propuesto de refractarios para las paredes y bóveda es de 23 cm. (9"), siendo suficiente para que la temperatura exterior no exceda de 100°C. Mientras que la solera tiene un espesor de 40 cm. (15.75") y consta de 3 hileras de ladrillos (Ver figura 14) de tal manera que la pérdida de calor sea mínima.

3.1.4.j Refractarios propuestos:

El refractario propuesto es el adecuado a las características de la escoria obtenida, la cual es básica. Para la solera se ha escogido usar ladrillos densos como son los ladrillos de cromo magnesita los cuales están en contacto con la masa fundida, la segunda y tercera filas están conformadas por ladrillos de arcilla y aislantes respectivamente. Así mismo, se propone castable de cromo para conformar el crisol como una estructura monolítica y para lograr que la mampostería del horno sea sólida.

Los ladrillos de la bóveda son de sílice y no están en contacto con la masa fundida, estos ladrillos están colocados con precisión de tal manera que conforman la bóveda del horno y la hacen resistente a los movimientos de basculamiento que se realizan.

La ubicación de los refractarios utilizados en el horno es la siguiente:

3.1.4.j.1 En la bóveda y paredes:

- Ladrillos de sílice (REPSA ST.)
- Peso específico: 2.35
- Dimensiones: 9" x 4½" x 4"
- Peso del ladrillo: 6.25 kgs.

- Cantidad de ladrillos: 1,064

3.1.4.j.2 En la solera:

Primera hilera:

- Ladrillos de magnesita (Magnamix o Remag D)
- Peso específico: 3.04
- Dimensiones: 9" x 2½" x 4"
- Peso del ladrillo: 4.5 Kgrs
- Cantidad de ladrillos: 1,212

Segunda hilera:

- Ladrillos le arcilla (REPSA)
- Peso específico: 2.4
- Dimensiones: 9" x 2½" x 4"
- Peso del ladrillo: 3.55 Kgrs.
- Cantidad de ladrillos: 807

Tercera hilera:

- Ladrillos aislantes (K- 20)
- Peso específico: 0.404
- Dimensiones: 9" x 2½" x 4"
- Cantidad de ladrillos: 467

3.1.4.j.3 Refractarios molidos:

- Castable cromo
- Densidad: 2.67 Grs./cm³
- Peso de castable: 4,299 Kg.

Peso total de refractarios:	Kgs.
Bóveda y paredes	6,650.5
Solera:	
- 1era. hilera (Remag B)	5,454.0
- 2da. hilera (REPSA-AP)	2,864.8
- 3era. hilera (Aislante K-20)	280.2
- Castable Cr	4,299.0
TOTAL	19,548.8

3.1.5 Diseño del Quemador

Para poder diseñar los quemadores es necesario conocer la cantidad de petróleo utilizado durante el proceso lo cual implica realizar los siguientes cálculos:

- Balance de energía del proceso.
- Tiempo de fusión de la carga
- Distribución del tiempo durante el Proceso por etapas
- Consumo de petróleo.

3.1.5.1 Cálculo del balance de energía del proceso

Por intermedio de este cálculo se conocerá la cantidad de calor que necesita el proceso durante las 12 horas requeridas por prueba "batch", requiriéndose para ello tomar en cuenta el balance de materia.

3.1.5.1.a Resumen del balance de materia

Ingreso (Tm/batch)	Salida (Tm/batch)
Sb ₂ S ₃ : 9.459	Metal Sb/Ag: 5.241
Na ₂ CO ₃ : 3.760	Escoria: 10.657
Fe : 4.240	CO ₂ : 1.561
Total : 17.459	Total: 17.459

3.1.5.1.b Balance Térmico:

b.1. Términos de entrada

Se obtiene de la siguiente manera:

b.1.1. Calor sensible de la carga:

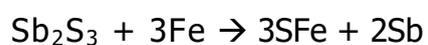
Dado que: $Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T$

como: $\Delta T = 0$

entonces: $Q = 0$

b.1.2. Calor producido por reacciones exotérmicas:

Dado que la principal reacción del proceso propuesto consiste en la reducción directa de la estibina por acción del fierro esponja:



caracterizándose la misma por que desprende calor al producirse, esta generación de calor se puede cuantificar considerando el cambio de entalpía de la reacción de descomposición de la estibina a la temperatura de 1,000°C (una mol-gramo de Sb₂S₃ pesa: 339.692 Grs.):

$$\Delta H \text{ de reacción a } 1000^{\circ}\text{C: } - 42,545.8 \text{ cal/mol}$$

Luego, como una operación batch demanda 9.459 Tm de Sb₂S₃

$$\Delta H_{\text{reacción}} = -42,545.8 \text{ cal/mol} \times \frac{9'459,000 \text{ Grs./batch}}{339.692 \text{ Grs. / mol}}$$

$$\Delta H_{\text{reacción exotérmica}} = - 1'184,722.4 \text{ cal / Batch}$$

b.1.3. Calor producido x combustión del combustible:

Esta cantidad de calor es deducida a partir del balance de energía del sistema en su conjunto, el mismo que considera pérdidas de calor importantes a través de las paredes del horno y de los gases de combustión (aprox. 25 y 40 % del total de calor involucrado en el proceso).

$$Q = 21'672,420.5 \text{ Kcal/Batch (ver Cuadro Nro. 12)}$$

b.2. Términos de salida:

b.2.1. Calor absorbido x reacciones endotérmicas

La necesidad de contar con un fundente en el proceso propuesto que no sólo baje el punto de fusión de los reactantes sino que también haga más fluida la escoria para su evacuación, hace inevitable que ocurra la siguiente

reacción, la cual demanda una gran cantidad de calor del sistema:



Este consumo de calor se puede cuantificar mediante el cambio de entalpía de la reacción de descomposición del carbonato de sodio a la temperatura de 1000°C en la que ocurre el proceso (una mol-gramo de Na₂CO₃ pesa: 105.988 Grs.):

$$\Delta H \text{ de reacción a } 1000^\circ\text{C}: - 44,750 \text{ cal/mol}$$

Luego, como una operación batch demanda 3.760 Tm de Na₂CO₃

$$\Delta H = 44,750 \text{ cal/mol} \times \frac{3'760,000 \text{ Grs./batch}}{105.988 \text{ Grs. / mol}}$$

$$\Delta H_{\text{reacción endotérmica}} = 1'587,538.2 \text{ Kcal / Batch}$$

b.2.2. Calor absorbido x los materiales que entran al horno

La carga está compuesta por una mezcla de carbonato de sodio y estibina, a la cual se le añade el Fe que se emplea para la precipitación del antimonio metálico, esta carga ingresa a la temperatura ambiente (25°C) y se calienta hasta los 1000°C que es la temperatura del proceso. Los cálculos siguientes se realizarán interpolando los datos tabulados en las tablas termodinámicas de Kelly:

b.2.2.1 Calor para el Sb₂S₃ (298°K --->1273°K):

$$* H_t - H_{298} = a_1 (T_f - T_{298}) + b_1(T_f^2 - T_{298}^2) + L_f + C_2 (T_t - T_f)$$

$$\Delta H = (24.2 (821 - 298) + 13.2 \times 10^{-3} (821^2 - 298^2) + 30,000 \\ + 27 (1273 - 821)) \text{cal/mol}$$

$$\Delta H = 62,585.73 \text{ cal/mol} \times \frac{9'459,000 \text{ Grs./batch}}{339.692 \text{ Grs. / mol}}$$

$$\Delta H = 1'742,750.55 \text{ Kcal / Batch}$$

b.2.2.2 Calor para el Na_2CO_3 ($298^\circ\text{K} \rightarrow 1273^\circ\text{K}$):

$$\Delta H = 44,185 \text{ cal/mol} \times \frac{3'760,000 \text{ Grs./batch}}{105.988 \text{ Grs. / mol}}$$

$$\Delta H = 1'567,494.43 \text{ Kcal / Batch}$$

b.2.2.3 Calor para el Fe ($298^\circ\text{K} \rightarrow 1273^\circ\text{K}$):

$$\Delta H = 9,044.55 \text{ cal/mol} \times \frac{4'240,000 \text{ Grs.}}{55.85 \text{ Grs. / mol}}$$

$$\Delta H = 686,640.86 \text{ Kcal / Batch}$$

Luego, el total de calor requerido para elevar a 1000°C la temperatura de los tres materiales que ingresan al horno será:

$$Q = 3'996,885.84 \text{ Kcal / Batch.}$$

Nota: Para efectos del cálculo del tiempo de fusión de la carga sólo se considerará el calor requerido para fundir las 13.219 TM de la mezcla ($\text{Sb}_2\text{S}_3 + \text{Na}_2\text{CO}_3$) es decir:

$$Q = Q_{\text{Sb}_2\text{S}_3} + Q_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = (1'742,750.55 + 1'567,494.43) \text{ Kcal/Batch}$$

$$Q = 3'310,244.98 \text{ Kcal / Batch}$$

b.2.3 Calor absorbido x los materiales que salen del horno:

Los productos obtenidos son el producto metálico, escoria y gases (CO₂), estos compuestos al ser evacuados llevan consigo considerables cantidades de calor las cuales finalmente se pierden. Análogamente, para la determinación de los calores sensibles de estos productos se utilizarán los datos tabulados en las tablas de Kelly y en el texto de R. Schuhmann:

b.2.3.1 Calor sensible del producto metálico Sb/Ag:

Considerando al Sb como principal componente (89.48 %) del producto metálico, para estos efectos se tiene:

$$\Delta H = 11,437.5 \text{ cal/mol} \times \frac{5'241,000 \text{ gr / Batch}}{121.75 \text{ Grs./mol}}$$

$$\Delta H = 492,352.67 \text{ Kcal / Batch.}$$

b.2.3.2 Calor sensible de la escoria:

Asumiendo una capacidad calorífica (Cp) para la escoria de 0.20 cal/Gr.- °C, se tiene:

$$\Delta H = (0.20 \text{ cal/Gr.- } ^\circ\text{C})(1000 - 25)^\circ\text{C} (10'657,000 \text{ Grs./Batch})$$

$$\Delta H = 2'078,115 \text{ Kcal / Batch.}$$

b.2.3.3 Calor sensible del CO₂:

Por Kelly tenemos que:

$$\Delta H = (11,642.8 \text{ cal/mol}) \left(\frac{1'561,000 \text{ gr / Batch}}{44.01 \text{ Gr./mol}} \right)$$

$$\Delta H = 412,960.94 \text{ Kcal / Batch.}$$

$$\text{Total de calores sensibles} = 2'983,428.61 \text{ Kcal / Batch}$$

Balance Térmico del Proceso Pirometalúrgico

- Pérdidas por calor sensible de los gases de combustión: 40%
- Pérdidas a través de las paredes del horno: 25 %

Cuadro No. 12

Resumen del Balance Térmico del Proceso Pirometalúrgico

ENTRADA	SALIDA
1. Por la carga 0 Kcal	1. Por reacción endotérmica 1'587,538.20 Kcal
2. Por reacción exotérmica: 1'184,722.40 Kcal	2. Q absorbido x Concentrado 1'742,750.55 Kcal
3. Por la combustión 21'672,420.46 Kcal	3. Q absorbido x Fundente 1'567,494.43 Kcal
	4. Q absorbido Fierro esponja 686,640.86 Kcal
	5. Q sensible de Producto metálico 492,352.67 Kcal
	6. Q sensible de la Escoria 2'078,115.00 Kcal
	7. Q sensible del CO ₂ 412,960.94 Kcal
	8. Pérdida por gases de combustión 9'791,831.60 Kcal
	9. Pérdida por paredes 4'895,915.80 Kcal
Total 22'857,142.86 Kcal	Total 22'857,142.86 Kcal

Esta cantidad de calor obtenido es aproximadamente la requerida por el proceso pirometalúrgico de la obtención del producto metálico, para lo cual seguidamente se efectuará una serie de cálculos referidos a los tiempos de duración de las diferentes etapas del proceso.

3.1.5.2 Cálculo del tiempo de fusión de la carga

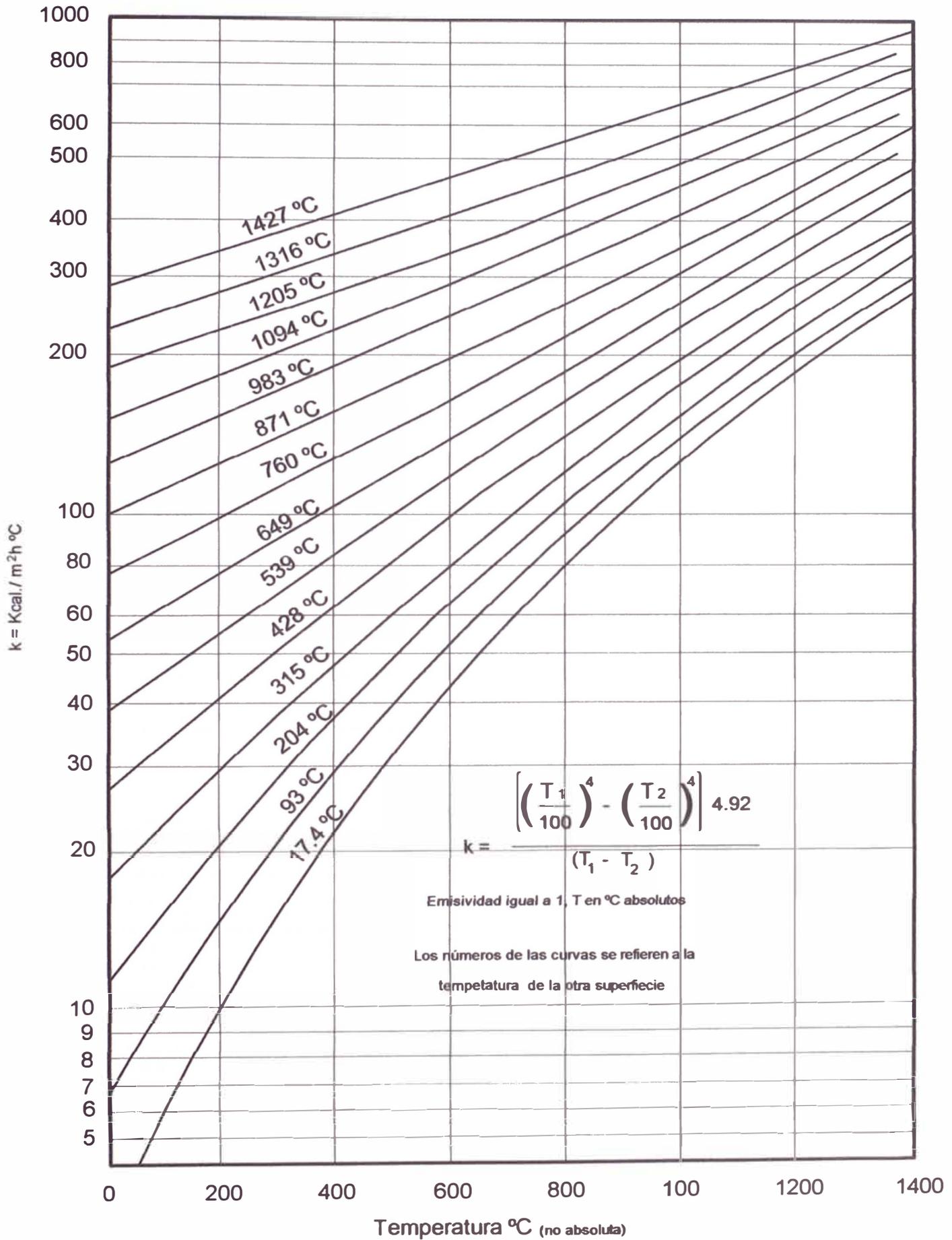
La carga inicial de concentrado y fundente (mezcla) necesita de una cantidad determinada de calor para lograr fundirse el cual es proporcionado por la combustión del combustible. Es conocido que el calor se transmite a la carga por convección y radiación en su mayor parte, por lo que el procedimiento utilizado para ejecutar los cálculos respectivos se basan en la transferencia de calor que se realiza a la mezcla por convección y radiación a través del gas y los paredes del horno. El método seguido es el de Heilgenstagot, en el cual se recurre a diversos, cuadros y gráficos que se adjuntan:

Los datos empleados para hallar el flujo de calor a la carga son:

- | | |
|--|----------|
| – Temperatura de los gases | 1316°C |
| – Temperatura de la pared (Tp) | 1155°C |
| – Temperatura de la carga fundida (Tc) | 1000°C |
| – Relación del área expuesta de lo carga al área, del refractario (R) | 0.45 |
| – Espesor de los gases de combustión sobre la carga dentro del horno (C) | 0.9144 m |

Fig Nº 16 COEFICIENTE DE TRANSMISION DEL CALOR POR

RADIACION PARA UNA EMISIVIDAD IGUAL a 1



– Emisividad de la pared (Cp)	0.0
– Emisividad de la carga (Ec)	0.8
– Coeficiente de transmisión del calor por convección, de los gases de la carga	14.376 Kcal/m ² h°C

Es importante aclarar que la temperatura o los gases de combustión se adoptó teniendo en cuenta ciertos criterios tales como: Un 60% del calor proporcionado por la combustión del combustible para un proceso que utiliza temperaturas bajas (1000°C), lo que da un rango de temperatura (para los gases de combustión) comprendido entre 1250-1400°C, a partir de lo cual se obtuvieron los datos anteriormente mencionados con la ayuda del cuadro N° 14.

El combustible empleado es petróleo Diésel N°2 y los gases de combustión considerados contienen 13.554% de CO₂ y 11.852 % de agua, siendo sus presiones parciales 1355 atm y 0.1185 atm respectivamente.

Los cálculos a realizarse son:

- Calor proporcionado por la pared a la carga por radiación.
- Calor proporcionado por los gases a la carga por radiación.
- Calor transferido de los gases a la carga por convección

a) Calor de la pared a la carga por radiación

Se utilizará la siguiente ecuación:

$$[Q_1 = K_1 \times (e_p - e_1) \times (T_p - T_e)]$$

Donde:

Q_1 es el calor irradiado por la pared

K_1 es el coeficiente de transmisión de calor de la pared a la carga por radiación. Su valor de $475 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$ fue determinado por medio de la Fig. 16 considerando en las abscisas una temperatura de la pared igual a 1155°C y en las "isotermas de la carga" la correspondiente a la temperatura de 1000°C (Curva interpolada).

E_p es la emisividad de la pared (0.9)

e_1 es la emisividad que resulta de considerar el 96% de la suma de las emisividades de las sustancias gaseosas que interfieren en la radiación calórica de la pared a la carga:

$$e_1 = 0.96 \times (e_{CO_2} + e_{H_2O})$$

$$e_1 = 0.96 \times (0.105 + 0.083) = 0.18$$

Las emisividades de los gases CO_2 y H_2O se hallaron por medio de las figuras N° 17 y 18 respectivamente, en las que se considera como "Temperatura de interferencia" 1155°C , siendo el otro factor determinante el siguiente producto:

$$p \times e = (\text{presión parcial del gas}) \times (\text{espesor de la capa del gas}).$$

- Para el CO_2

$$p_{CO_2} \times e = 0.135 \text{ atm} \times 0.9144 \text{ m} = 0.1234 \text{ atm-m}$$

$$e_{CO_2} = 1.05 \text{ a } 1155^\circ\text{C}$$

- Para el H_2O

$$p_{H_2O} \times e = 0.1185 \text{ atm} \times 0.9144 \text{ m} = 0.10836 \text{ atm-m}$$

$$e_{H_2O} = 0.083 \text{ a } 1155^\circ\text{C}$$

Fig N° 17 EMISIVIDAD DEL DIOXIDO DE CARBONO PARA DISTINTOS VALORES DE P_{CO_2} (PRESION PARCIAL POR ESPESOR DE LA CAPA DE GAS).

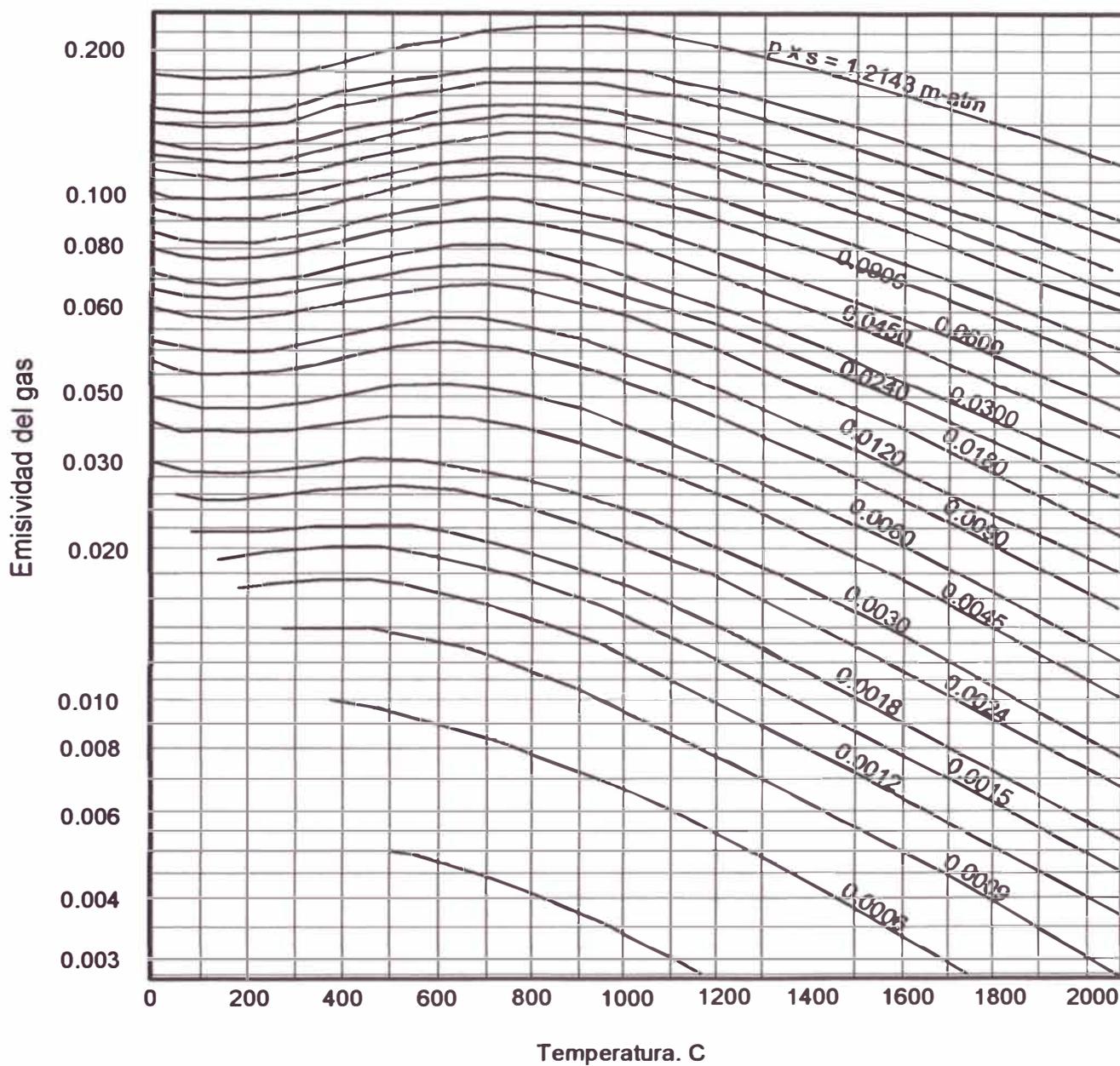
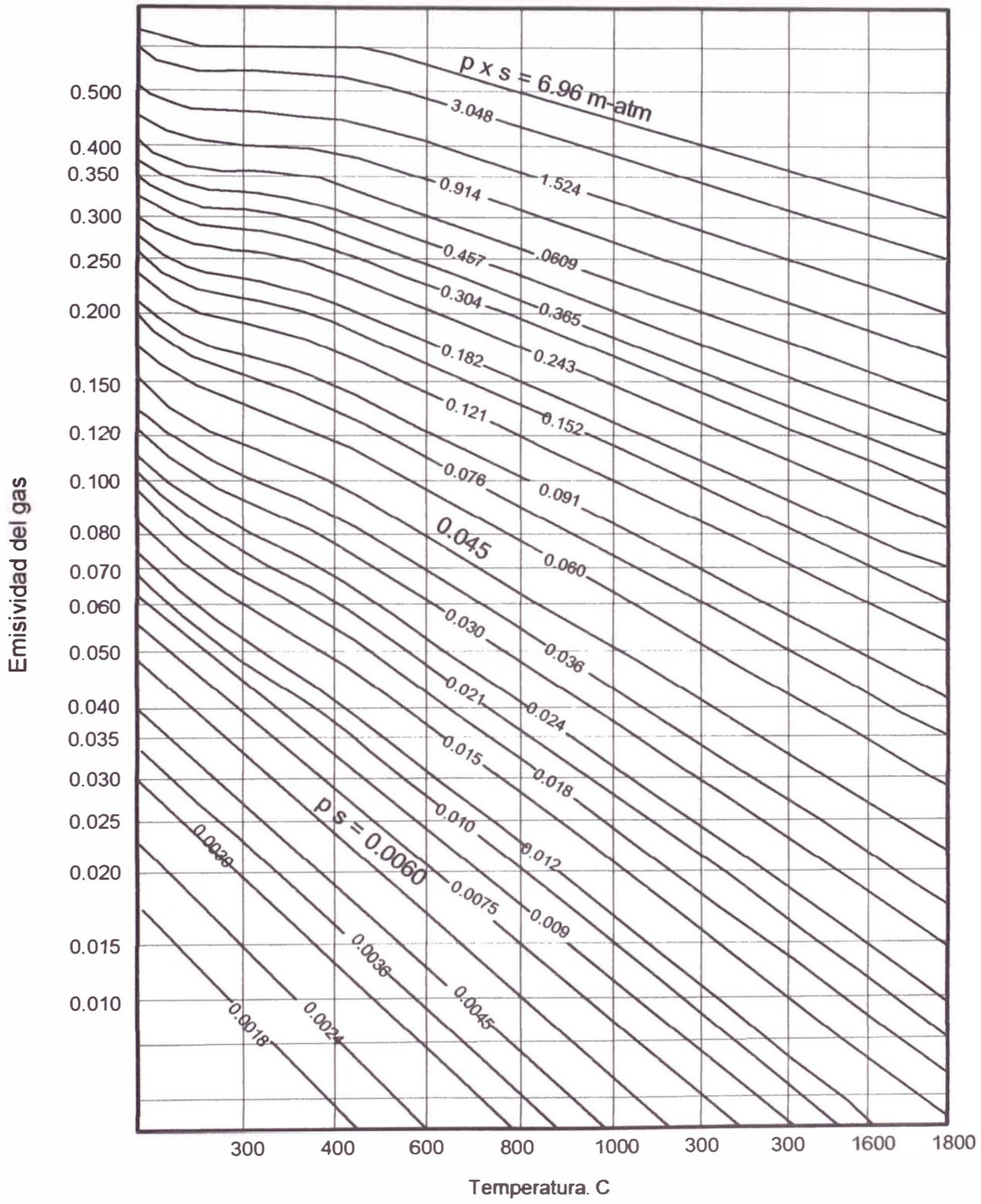


Fig Nº 18 EMISIVIDAD DEL VAPOR DE AGUA PARA DISTINTOS VALORES DE $p \times s$



T_p es la temperatura de la pared 1155°C

T_e es la temperatura de la carga 1000°C

Sustituyendo valores:

$$Q_1 = 475 \text{Kcal} / \text{m}^2 \text{H}^\circ\text{C} \times (0.9 - 0.18) \times (1155 - 1000)^\circ\text{C}$$

$$Q_1 = 53018 \text{Kcal} / \text{m}^2 \text{h}$$

b) Calor del gas a la carga por radiación

En este caso la ecuación empleada es:

$$[Q_2 = K_2 \times (e_c - e_2) \times (T_g - T_c)]$$

Donde:

K_2 es el coeficiente de transferencia de calor del gas a la carga y su valor es de $565 \text{K cal} / \text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}$, deducido de la fig 16 a las siguientes condiciones:

- Temperatura de la superficie irradiada (carga): 1000°C
- Temperatura de las sustancias radiantes (gases): 1316°C

e_c es la emisividad de la carga (0.8)

e_2 es la emisividad de los gases y es el resultado de considerar el 95% de la suma $e_{CO_2} + e_{H_2O}$, hallados en las figuras 17 y 18 para una temperatura de 1316°C :

$$e_2 = 0.95 \times (e_{CO_2} + e_{H_2O})$$

$$e_2 = 0.95 (0.004 + 0.073) = 0.15865$$

t_g es la temperatura del gas 1316°C

t_e es la temperatura de la carga 1000°C

Reemplazando los valores:

$$Q_2 = 565 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C} \times 0.8 \times 0.15865 \\ \times (1316 - 1000)^\circ\text{C}$$

$$Q_2 = 22,660.3 \text{ Kcal / m}^2 \text{ h}$$

c) Calor del gas a la carga por Convección:

La relación utilizada por este cálculo es:

$$Q_3 = h \times (T_g - T_c)$$

Donde:

Q_3 es el calor transferido

H es el coeficiente de transmisión de calor por convección de los gases a la carga: $14.376 \text{ Kcal/ m}^2 \text{ h}$

T_g es la temperatura del gas 1316°C

T_e es la temperatura de la carga 1000°C

Sustituyendo valores:

$$Q_3 = 14.376 \text{ Kcal / m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C} \times (1316 - 1000)^\circ\text{C}$$

$$Q_3 = 4,542,816 \text{ Kcal / m}^2 \text{ h}$$

Luego la cantidad total de calor transferido a la carga por m^2 de superficie expuesta y por hora es:

$$Q_p = Q_1 + Q_2 + Q_3 \\ = (53010 + 22660.3 + 4542.8) \text{ Kcal/m}^2 \text{ h}$$

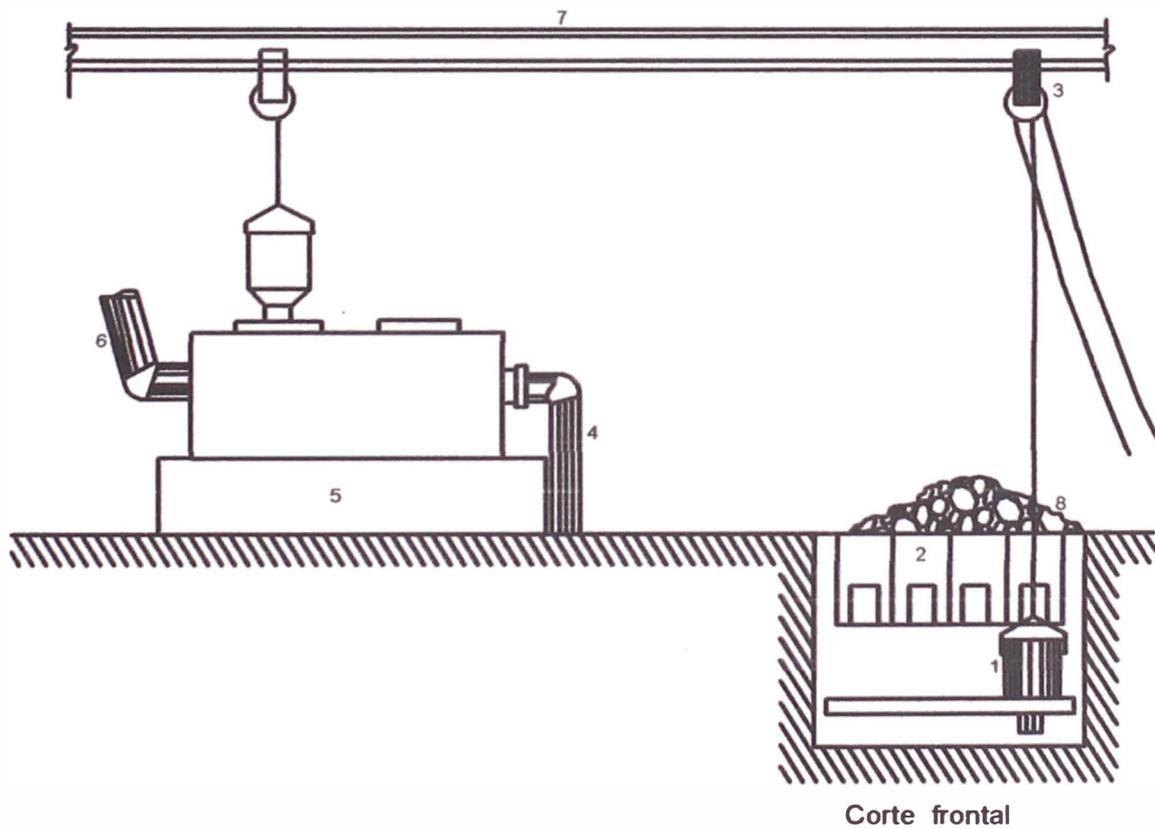
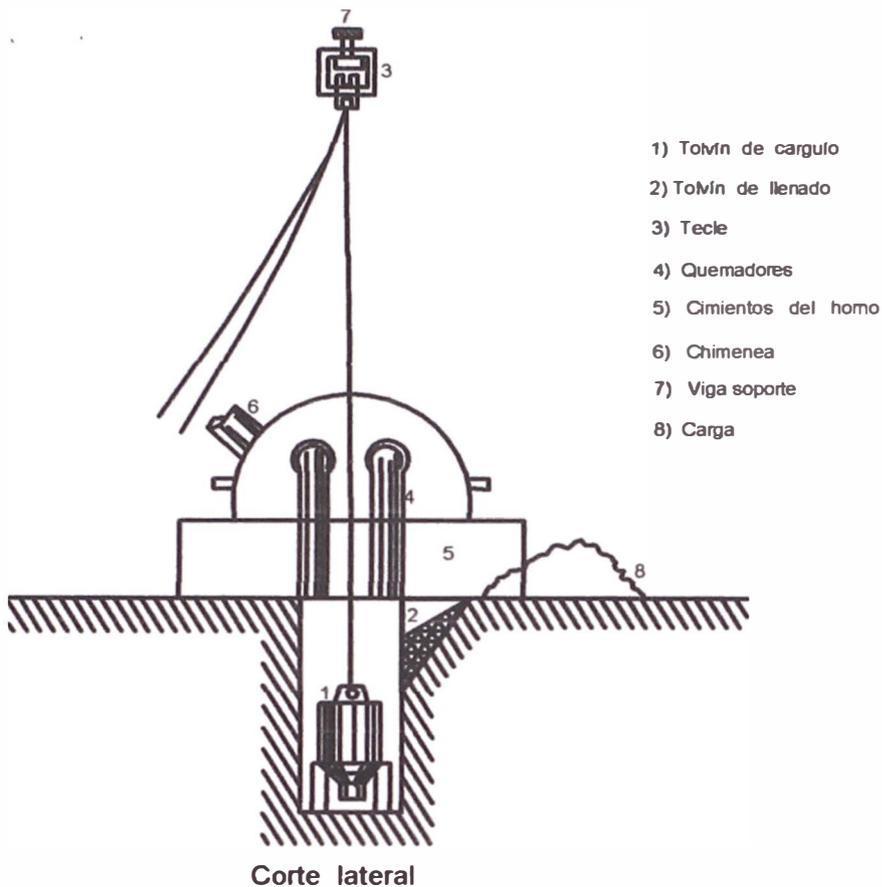
$$= 80,213,112 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h}$$

Considerando el total del área expuesta (592 m²) se tendrá:

$$Q_t = 80,213,112 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h} \times 5.92 \text{ m}^2$$

$$Q_t = 474,861.62 \text{ Kcal /h}$$

Fig. N° 19 LLENADO DE TOLVINES



Finalmente, el tiempo de fusión total, considerado para las dos mezclas de concentrado y fundente agregados en los carguíos principales 1ero. Y 2do., se obtiene así:

$$\frac{3'310,244.98 \text{ K cal}}{474,861.62 \text{ K cal/hr}} = 6.97 \text{ hr.}$$

$$474,861.62 \text{ K cal/hr}$$

Donde 3'310,244.98 Kcal es el calor necesario para fundir el total de 11.87 TM de mezcla ($\text{Sb}_2\text{S}_3 + \text{Na}_2\text{CO}_3$) por BATCH, correspondientes a los carguíos principales 1ro. y 2do..

Consecuentemente, el tiempo de fusión para la primera carga de mezcla será:

$$6.97 \text{ hr/Batch} \times \frac{7.42 \text{ TM}}{11.87 \text{ TM/Batch}} = 4.36 \text{ hrs } \text{ó} \text{ 4 hrs. 22 min.}$$

Mientras que para la segunda carga se tendrá:

$$6.97 \text{ hr/Batch} \times \frac{4.45 \text{ TM}}{11.87 \text{ TM/Batch}} = 2.61 \text{ hrs } \text{ó} \text{ 2 hrs. 37 min.}$$

3.1.5.3 Tiempo de duración del proceso

Complementariamente los cálculos anteriores, enseguida se procede a considerar tiempos y movimientos razonables para las operaciones coadyuvantes al proceso pirometalúrgico propuesto,

estableciéndose los siguientes datos:

- Tiempos de carguío de la mezcla
 - 1er. carguío principal = 26 minutos
 - 2do. carguío principal = 13 minutos

- Tiempos de carguío del fierro esponja
 - 1er. carguío = 13 minutos
 - 2do. carguío = 7 minutos

- Tiempos de precipitación:
 - 1ra. reducción = 60 minutos
 - 2da. reducción = 60 minutos

- Tiempos de carguío secundario
 - 1er. carguío = 5 minutos
 - 2do. carguío = 5 minutos

- Tiempos de sangría de la escoria
 - 1ra. Sangría = 20 minutos
 - 2da. Sangría = 15 minutos

- Colada del producto metálico = 60 minutos

Luego, se plantea la siguiente distribución de tiempos para cada una de las etapas secuenciales del proceso:

Cuadro No. 13

Distribución de tiempos en las etapas del proceso

1er. carguío principal – etapa 1:	
Mezcla ($Sb_2 S_3 + CO_3Na_2$)	26'
Fusión mezcla	4 hrs. 22'
1er. carguío principal – etapa 2:	
Fierro esponja	13'
Primera reducción	60'
1er. carguío secundario (enriquecimiento):	
Mezcla ($Sb_2 S_3 + CO_3Na_2$)	3'
Fusión mezcla y reducción	2'
1ra. Sangría Escoria	20'
2do. carguío principal – etapa 1:	
Mezcla ($Sb_2 S_3 + CO_3Na_2$)	13'
Fusión mezcla	2 hrs. 37'
2do. carguío principal – etapa 2:	
Fierro esponja	7'
Segunda reducción	60'
2do. carguío secundario (enriquecimiento):	
Mezcla ($Sb_2 S_3 + CO_3Na_2$)	3'
Fusión mezcla y reducción	2'
2do. Sangría Escoria	15'
Colada de producto metálico (Sb/Ag)	60'
Total del tiempo calculado	11 hrs. 43'
Imprevistos	17'
Total de duración del proceso	12 hrs. 00'

3.1.5.4 Cálculo del consumo de petróleo y diseño del quemador

Conociendo la cantidad de calor utilizado en el proceso, se procederá a calcular el flujo de petróleo requerido para luego seleccionar el quemador necesitado.

a) Cálculo del consumo de petróleo:

Para obtener este cálculo es necesario conocer las características elementales del petróleo que se va a utilizar en el proceso:

Especificaciones:

- Tipo de combustible:	Petróleo Diessel N°2
- Poder calorífico:	9632 Kcal / litro.
- Densidad mínima a 15°C:	0.960
- Punto de inflamación:	80°C
- Temperatura de llama:	2000°C
- % de cenizas, máximo:	0.20
- Viscosidad :	42 cp.

Se conoce que el proceso utiliza la siguiente cantidad de calor por unidad de tiempo (hora):

$$\frac{21'672,240.46 \text{ Kcal}}{12 \text{ hrs.}} = 1'806,020 \text{ Kcal / hr}$$

Por consiguiente se puede hallar el flujo de petróleo a utilizarse en la planta:

$$1'806,020 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{ litro}}{9632 \text{ Kcal}} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.875 \text{ lt}} = 48.39 \text{ Gal / hr}$$

Además, la cantidad de combustible requerida en las 12 horas que dura el Batch será:

$$48.39 \text{ Gal/hr} \times 12 \text{ hrs /batch} = 580.65 \text{ Gal / Batch}$$

b) Quemador requerido:

Conociendo el consumo de combustible, el tipo de quemador se selecciona a partir de las tablas de especificaciones que proporciona AIRTEC S.A. en sus catálogos:

- Tamaño del quemador:	Qp – 8M.
- Entrada de aire al tubo:	8"
- Entrada de petróleo al niple	3/8"
- Dimensiones:	
Largo mayor	665 mm.
Largo menor	533 mm.
Ancho	225 mm.
- Rendimiento Gal/hr	15 – 100
- Consumo de aire	1.0 m ³ / seg.

3.2 Equipo complementario

Está conformado por el equipo que interviene en las operaciones unitarias del proceso tales como carguío, fusión y colada. El fin principal de este acápite es el de diseñar un equipo complementario adecuado que facilite las operaciones coadyuvantes del proceso y que al mismo tiempo sea también económico. Se ha considerado las siguientes etapas:

- Carguío del horno.
- Descarga de escoria.
- Colada del metal fundido.

3.2.1 Carguío del horno

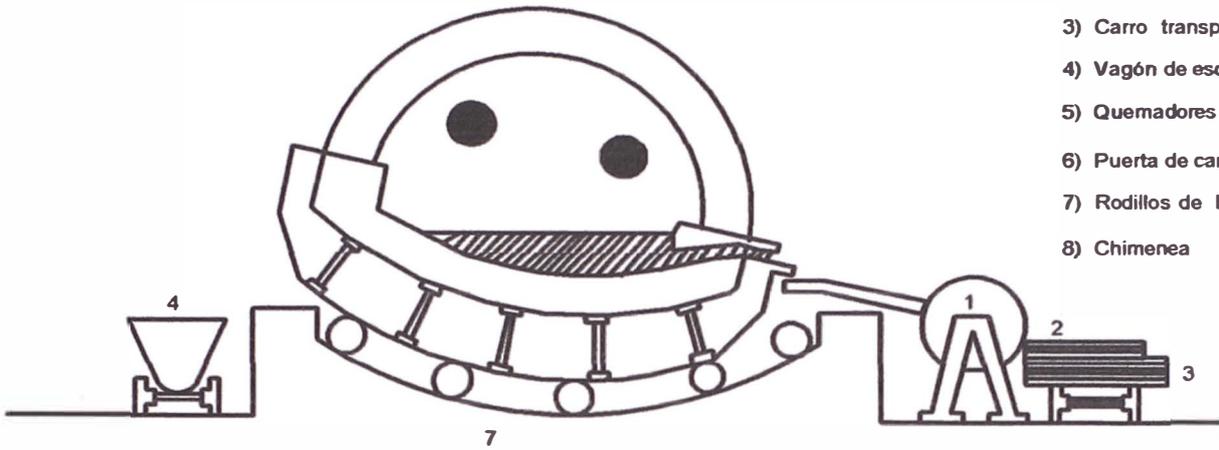
Es la primera etapa del proceso, comprende la introducción de la carga al horno por medio de tolvas graduadas las cuales serán levantadas por un tecele.

El equipo en conjunto que se requiere para esta etapa es el siguiente:

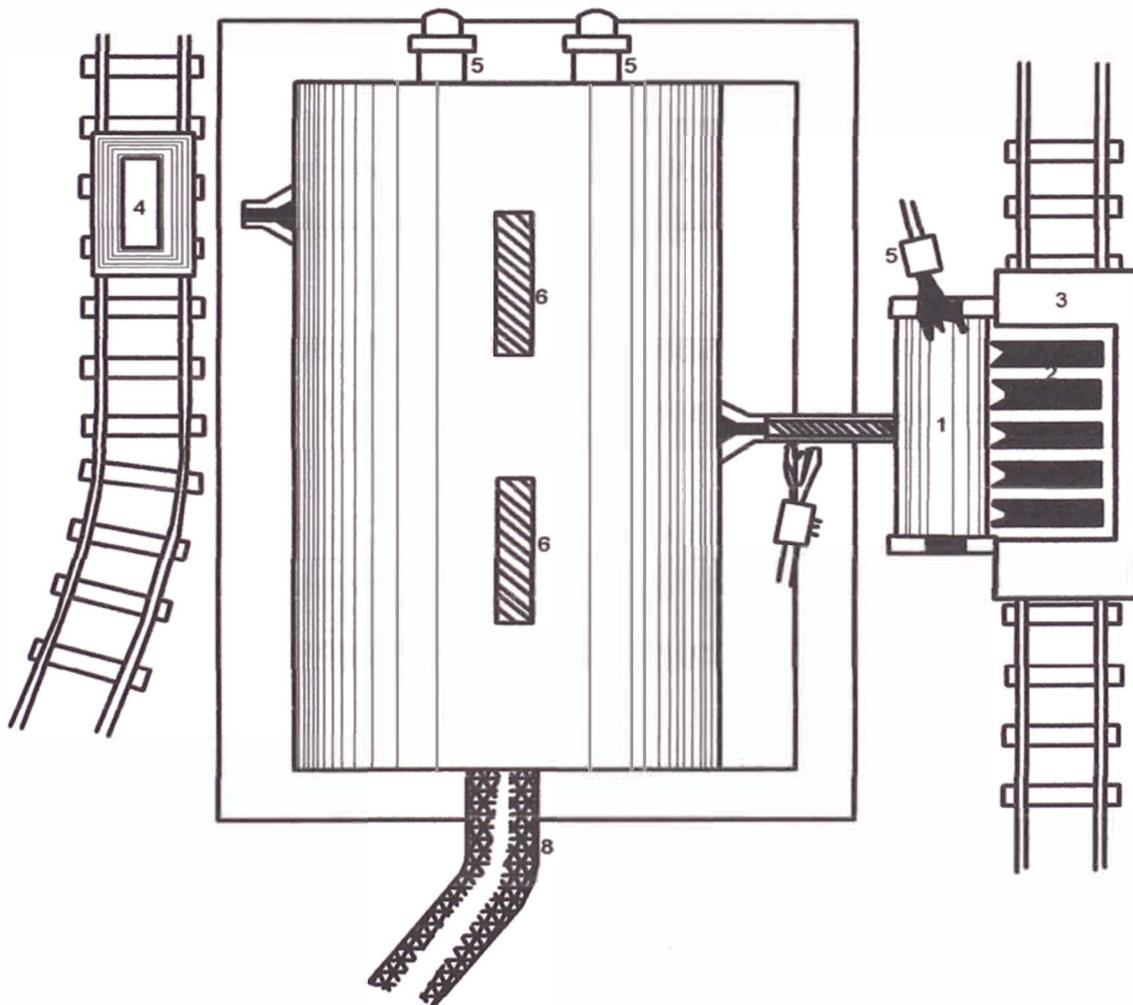
- Un tecele de 5 ton. de capacidad
- Un carro minero de 25 pies³.
- Tres tolvines de carguío de 2 ton cada una.
- Diecinueve tolvines de almacenamiento da 0.6 m³ de capacidad c/u.
- Una viga doble T de acero de 20 mts de longitud.
- Rieles y durmientes para 130 mts de tendido.
- Cuatro carretillas, lampas y palas.
- Accesorios complementarios.

Fig. Nº 20 HORNO EN POSICION DE COLADA

- 1) Horno de retención
- 2) Moldes
- 3) Carro transportador
- 4) Vagón de escoria
- 5) Quemadores
- 6) Puerta de cargulo
- 7) Rodillos de basculamiento
- 8) Chimenea



vista de perfil



vista de planta

3.2.1.a Descripción del carguío del Horno:

El carguío se hará de un modo análogo en las dos veces que se alimenta el horno por cada BATCH de 12 horas, primeramente la carga es traída de los depósitos, por medio del carro minero y luego dejada en los lugares definidos y señalado para ello. Allí, una vez que parte de la carga es mezclada (Sb₂S₃ y Na₂CO₃), ésta es introducida en los tolvinos de almacenamiento de "mezcla" y fierro esponja de donde se alimenta a los tolvinos de carguío, los cuales transportarán los materiales hasta el horno para vaciarlos en él en forma total. En las 2 veces por BATCH que se alimenta el horno, primero se descarga la "mezcla" de estibina y carbonato de sodio y luego que esta se ha fundido recién se procede a añadir el fierro esponja.

3.2.1.b Función y diseño del equipo de carguío del Horno:

- a) Tecele: Sirve para levantar y trasportar los tolvinos de carguío desde los tolvinos de almacenamiento hasta las bocas de alimentación del horno.
- b) Travesañ de fierro: Su longitud de aproximadamente 28 metros, su forma es de doble T y se le utiliza como sostén y carril del tecele.
- c) Carro minero: De 25 pies cúbicos de capacidad, transporta desde los depósitos el concentrado, el carbonato de sodio y el fierro esponja, dejándolos en lugares aledaños a los tolvinos de almacenamiento.
- d) Tolvinos de almacenamiento: Construidas en un subnivel respecto al piso y en un total de 10, de las cuales 6 son para la mezcla (Sb₂S₃ y Na₂CO₃) y cuatro para el fierro esponja.

La capacidad de cada tolvin es de 0.6 m³, su función es la de almacenar la carga correspondiente a un Batch e ir llenando los tolvines de carguío las veces que se requiera alimentar al horno.

Estos tolvines son de forma trapezoidal (base con inclinación de 45°) y con las siguientes dimensiones:

1.40 X 1.05 x 0.8 mts.

- e) Tolvines de carguío: Son 3 tolvines graduados y móviles, de forma rectangular y terminada en una doble pirámide; una trunca y la otra no trunca.

Sus dimensiones son:

Largo = 1 mt.

Ancho = 0.60 mt.

Alto = 0.85 mt.

La boca de descarga de estos tolvines tiene una dimensión de 0.20 x 0.60 mts. y conforma la pirámide falsa, la cual se abre fácilmente dejando caer la carga. La carga será añadida al horno en lotes de aproximadamente 2TM c/u.

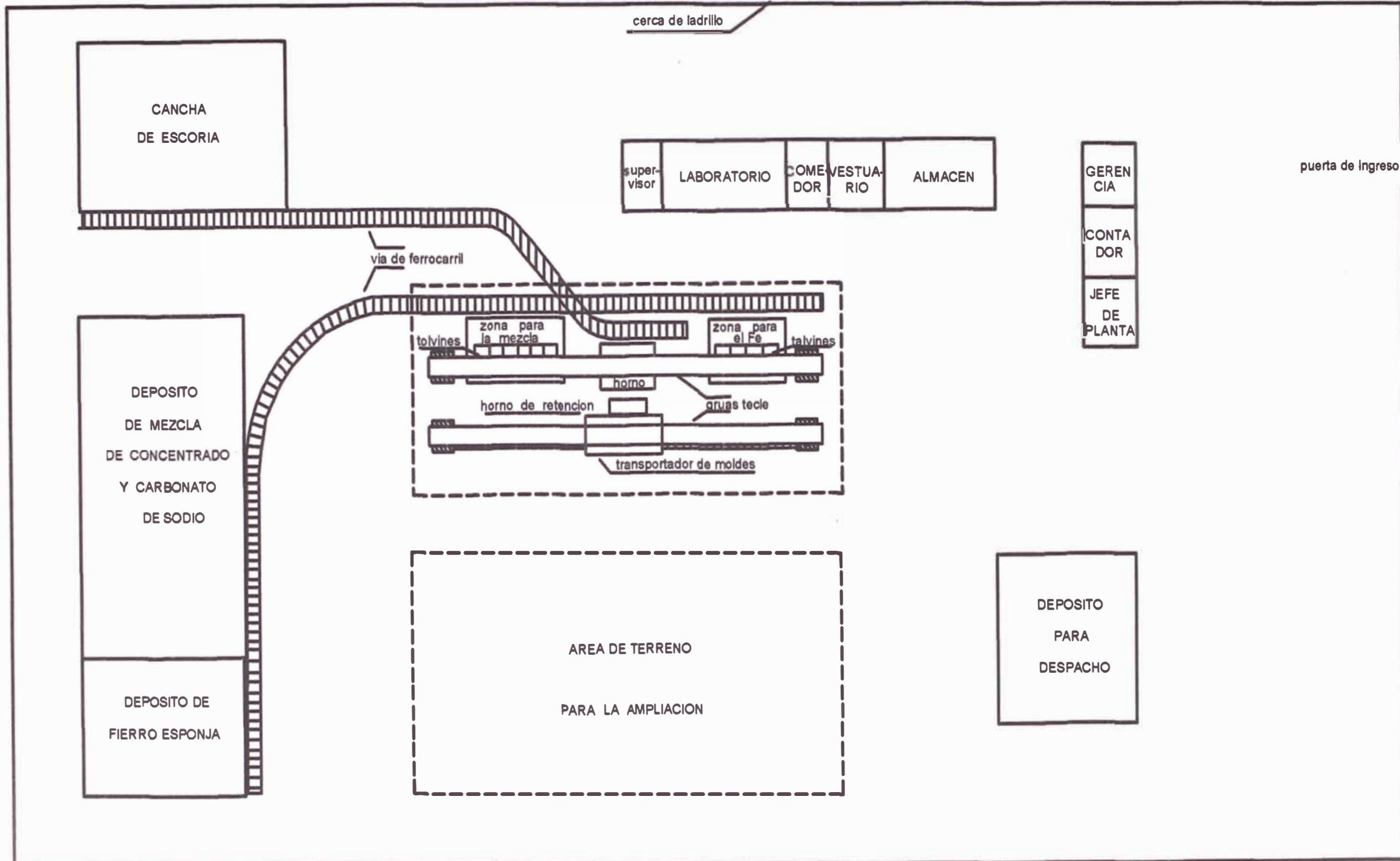
3.2.2 Descarga de escoria

Una vez formada la escoria, se bascula el horno un ángulo determinado (10°-15°) y ésta es evacuada a un carro transportador (vagón) revestido interiormente de refractario básico el cual lleva la escoria por sobre las rieles hasta el botadero.

El equipo utilizado es el siguiente:

- Dos carritos Mineros de 25 pies³ de capacidad c/u y con revestimiento especial.

Fig. N° 11 DISPOSICION DE PLANTA



- Rieles y durmientes para 120 mt. de tendido.
- Otros accesorios

3.2.3 Colada:

Esta etapa del proceso tiene una duración aproximada de 60 min/Batch se caracteriza porque en ella el metal obtenido se vacía en moldes de diseño especial. El equipo requerido para esta operación es el siguiente:

- Un horno de retención.
- Dos quemadores.
- Un ventilador.
- Un carro transportador.
- Un teclé o grúa.
- Tres cajas molde.
- Un travesaño de acero en forma de T.

3.2.3.a Descripción de la Colada:

Para iniciar la colada se bascula el horno unos 10° a 150 hasta que el metal comience a fluir pasando a través de un corto canal de colada hacia el "Horno de retención" este horno posee 5 canales de descarga, los cuales sirven luego para alimentar el metal fundido a las cajas moldes, valiéndose para ello de una ligera basculación. Una vez llenados los moldes, el horno de retención regresa a su posición inicial pudiéndose así seguir cargándolo para luego esperar la siguiente caja-molde y efectuar el nuevo vaciado. En ese momento uno o dos

quemadores pequeños deben calentar exteriormente el horno para impedir que se enfríe la carga. Después de cada vaceado las cajas-molde son llevadas por el carro transportador hacia la zona de descarga de los mismos, donde son bajadas por la grúa o tecla, colocándose en su lugar otra caja molde. Así se sigue hasta completar el total de la colada de 9.5 TM. de producto metálico (19 descargas de 500 Kg. cada una).

3.2.3.b Función y diseño del equipo de colada:

a) Horno de Retención: Calentado por un quemador, su finalidad durante la colada es repartir la misma cantidad de metal fundido a cada uno de los cinco compartimientos que posee una caja molde (5 barras de 100 kg c/u). Empleando para ello un sistema simple de basculamiento. Sus características son:

- Capacidad : 0.5 Tm de metal fundido.
- Volumen interior.

$$\frac{0.5 \text{ TM}}{7 \text{ TM} / \text{m}^3} = 0.0714 \text{ m}^3$$

- Asumiendo una longitud interior de 1.5 mt y considerando un horno de forma semicilíndrica, se calcula que el diámetro del mismo será:

$$0.0714 \text{ m}^3 = \frac{0.5 (\pi d^2 \times 1.5 \text{ mt})}{4}$$

Donde: $d = 0.52 \text{ mt}$.

b) Dos Quemadores: Uno para calentar el canal de colada y otro para el horno de retención, sus especificaciones son:

QPI = 0.3 - 2.3 Gal/hr de consumo.

- c) Un Ventilador: Especificación PQ 550 con un motor de 2.4 H.P.
- d) Un carro transportador: Con plataforma de fierro y empujado sobre rieles tiene por finalidad transportar las cajas-moldes, siendo su estructura lo suficientemente fuerte como para sostener el peso de los moldes y el metal fundido.
- e) Tres Cajas-molde de Fe o Cu: Cada caja-molde permitirá colar y producir cinco barras del producto metálico, siendo las dimensiones de c/u de los compartimientos para las barras: 15 cm x 24.4 cm x 48.8 cm. Las cajas-moldes presentan las siguientes características:

– Dimensiones exteriores: 20 cm x 30 cm x 147 cm

– Volumen neto:

$$V = (0.20 \times 1.44 \times 0.6) - 5 (0.15 \times 0.244 \times 0.488)$$

$$V = 0.08265 \text{ m}^3$$

– Peso Neto: Esta característica dependerá del tipo de material empleado:

* Caso 1 : Caja-molde de fierro

$$W_{Fe}: 0.08265 \text{ m}^3 \times 7.88 \text{ TM/m}^3 = 651.281 \text{ Kg}$$

**Caso 2 : Cajas-molde de cobre

$$W_{Cu}: 0.08265 \text{ m}^3 \times 8.94 \text{ TM/m}^3 = 738.831 \text{ Kg}$$

Conociendo que el peso de una barra del producto metálico es de 100 Kg. El peso total de cada caja molde sería:

* Caja molde de fierro:

$$651.282 \text{ Kg} + 5 (100 \text{ Kg}) = 1151.282 \text{ Kg}$$

* Caja molde de cobre:

$$738.831 \text{ Kg} + 5 (100 \text{ Kg}) = 1283.830 \text{ Kg}$$

f) Tecla de 2 TM de capacidad: Desempeña la función de levantar las cajas-molde, colocarlas y quitarlas del carro transportador.

g) Una viga de acero en forma de doble T, para que sirva como sostén y carril del tecla.

3.2.4 Cálculo del tiempo de colada

Asumiendo que el llenado de un molde, descarga del mismo y colocación de otro molde requiere unos 3 minutos, y conociendo además que la cantidad a descargar por colada es 9.5 TM de producto metálico; se plantea que si en un viaje se vacía en cada molde 500 kg de metal (5 lingotes de 100 kg c/u), entonces el número de viajes a realizarse en cada colada será:

$$\frac{9.5 \text{ TM}}{0.5 \text{ TM/viaje}} = 19 \text{ Viajes}$$

Luego el tiempo de una colada será:

$$\frac{3 \text{ min}}{\text{Viaje}} \times \frac{19 \text{ viajes}}{\text{colada}} = 57 \text{ min/colada. Aprox. } 1 \text{ hr / colada}$$

Donde el peso de cada barra de metal es de 500 kg.

3.2.5 Sistema de basculamiento

El horno Está situado sobre una plataforma de concreto, el cual tiene a su vez un sistema de rodillos para permitir su basculamiento. Este movimiento se realiza lentamente logrando que la descarga tanto del metal fundido como de lo escoria se realice con la seguridades del caso.

3.3 Diseño de planta.

La disposición de los equipos y los servicios complementarios es indispensable para lograr una estimación del costo de construcción.

Para realizar la distribución de la maquinaria y equipos se ha seguido el método de los modelos bidimensionales lográndose de esta manera facilitar el movimiento de los materiales de trabajo así como de los obreros. La disposición sugerida en el plano de distribución que se muestra adjunto, se explica a continuación:

- a) Terrenos: Lo constituye un terreno situado en la ciudad de Chimbote y está dotado de los servicios indispensables, el área total del terreno es de 5,000 m² y será cercado completamente por un muro de material noble.
- b) Edificios: En la distribución de los edificios se ha tenido en cuenta la necesidad de espacio, considerando de este modo el área requerida por el horno y equipo complementarios.

Dentro de este rubro se considerará o los edificios correspondientes a la administración, laboratorio, supervisión, comedor, vestuario y almacén

Oficinas Administrativas: Cuya área es de 48m² es el lugar donde funciona la gerencia, contabilidad y la oficina del jefe de planta. Su ubicación se ha previsto teniendo en cuenta su funcionalidad y relativamente fácil accesibilidad a la planta.

Edificios Complementarios: Comprende la oficina del Supervisor cuya área es de 12 m², el laboratorio químico de 36 m², un comedor de 12 m², un baño-vestuario de 16 m² y el almacén-taller de mantenimiento con un área de 32 m². Su ubicación se ha sugerido de acuerdo con la disposición de la planta.

- c) Distribución de equipo: Esto se ha realizado teniendo en cuenta la disponibilidad de terreno y previendo una futura ampliación. De acuerdo con el plano de distribución, se cuenta con disponibilidad de espacio para permitir los movimientos tanto del personal, traslado de la materia prima, vehículos, etc.

El equipo está ubicado en un área de 476 m² y está protegido por un techo estructural, habiéndose considerado también un área para una futura ampliación. Cabe mencionar que el diseño del equipo se ha realizado tomando en cuenta el aspecto económico. Para el carguío se ha previsto que los tolvinos de almacenamiento se encuentren a ras del piso teniendo éstas una determinada profundidad que permitirá la alimentación a los tolvinos de carguío. Dichos tolvinos de llenado se encuentran a ambos lados del horno y serán construidos parcialmente de concreto armado.

El horno será construido sobre una base de concreto y se ubicará a una altura cercana a un metro del suelo para permitir el basculamiento de la descarga de la escoria y del metal fundido. A unos 6 metros por encima

del horno se encuentra la estructura metálica que soporta y sirve de carril al tecele el cual moviliza a la tolva de carguío (alimentadora del horno).

A un nivel inferior de la boca del horno se encuentra ubicado el horno de retención, así como el carro transportador de los moldes el cual corre sobre un riel paralelo a la viga de acero que sostiene al tecele que trabaja con las cajas-moldes.

d) Depósitos de Almacenamiento: Han sido ubicados alrededor del equipo principal con el fin de darle funcionalidad, permitiendo así el manejo fácil de los materiales y previniendo también una posible ampliación. Los depósitos diseñados son los siguientes:

d.1. Depósitos para lo materia prima: Con una área de 336 m², está cercada por muros de ladrillo, que tienen una altura de 5 metros y cuyo espacio superior está cubierto por un techo de calamina sostenido por soportes; el depósito se encuentra dividido en 2 secciones:

d.1.1. Depósito para el Concentrado y Carbonato de Sodio:

Tiene una área de 240 m² y almacena dichos materiales los cuales luego son añadidos por medio de rampas a los carros mineros que los transportan hasta la zona de proceso.

Cabe hacer mención que la línea de ferrocarril se encuentra ubicada a una altura inferior al piso del almacén para permitir el fácil llenado por gravedad.

Se ha previsto la accesibilidad de vehículos de de carga al almacén para el transporte del material.

Cuadro No. 14
Temperaturas de la pared

Temperatura del gas °C	Temperatura de la carga °C	0.3048 m				Relación R				Relación R				Relación R			
		Relación R				Relación R				Relación R				Relación R			
		0,1	0,3	0,5	0,7	0,1	0,3	0,5	0,7	0,1	0,3	0,5	0,7	0,1	0,3	0,5	0,7
1519	93	1172	1058	946	860	1249	1124	1019	941	1322	1194	1074	999	1352	1208	1094	1041
	204	1188	1063	949	871	1261	1111	1024	949	1330	1199	1083	1010	1361	1219	1108	1052
	427	1199	1071	963	899	1275	1144	1033	960	1338	1203	1094	1030	1377	1233	1124	1066
	649	1222	1099	1013	952	1302	1172	1071	1010	1358	1222	1124	1060	1388	1247	1149	1094
	872	1288	1163	1094	1049	1344	1222	1144	1094	1383	1261	1186	1138	1400	1283	1205	1160
	1094	1344	1258	1210	1189	1386	1297	1244	1213	1400	1327	1275	1238	1427	1344	1288	1258
	1316	1425	1386	1363	1355	1438	1305	1277	1166	1450	1416	1394	1375	1466	1427	1414	1383
1316	93	994	935	869	782	1072	1002	916	833	1149	1055	958	896	1169	1091	994	916
	204	999	949	880	794	1083	1016	927	871	1158	1060	969	910	1180	1096	999	927
	427	1010	966	894	816	1094	1033	944	888	1163	1066	983	935	1188	1102	1008	944
	649	1060	1005	949	883	1161	1055	977	930	1194	1094	1019	960	1211	1108	1038	991
	872	1110	1076	1021	994	1202	1110	1080	1027	1224	1136	1085	1049	1241	1149	1102	1066
	1094	1293	1172	1152	1141	1241	1199	1116	1058	1252	1211	1183	1169	1286	1219	1194	1177
1094	93	880	813	724	682	916	857	824	719	977	899	827	771	1008	935	874	788
	204	888	830	752	699	921	866	785	732	983	910	841	788	1010	944	883	807
	427	899	849	777	732	930	877	807	755	993	921	858	810	1019	955	899	833
	649	946	894	844	821	971	913	860	830	1016	944	899	861	1038	971	930	899
	872	994	974	949	933	1010	983	960	944	1049	1003	977	960	1077	1022	988	974
872	93	716	677	638	538	766	710	649	605	799	732	677	615	813	749	691	657
	204	721	691	649	579	780	721	671	632	810	743	691	649	818	760	705	671
	427	741	710	666	632	791	732	699	666	819	755	716	682	830	771	727	696
	649	799	771	743	724	830	788	763	746	872	799	771	755	880	805	782	738
649	93	566	510	465	449	596	546	504	482	610	554	513	477	635	563	532	507
	204	593	538	493	471	616	560	521	496	624	571	546	510	652	577	549	524
	427	627	577	543	527	654	588	560	549	660	594	571	554	677	599	577	566

d.1.2. Depósito para fierro esponja:

Tiene una área de 96 m² y almacena dicho material para ser trasladado periódicamente hacia el horno.

d.2 Depósito para despacho: Teniendo en cuenta de que el producto metálico tiene que ser evacuado luego de ser vendido, se ha previsto su ubicación cercana a la entrada de la planta. El área es de 100 m² y será construida también de material noble y techo de calamina.

d.3 Cancha de escoria: Con una área proyectada de 750 m², en su primera etapa sólo será construida en un área de 150 m², ésta tiene por finalidad servir como depósito para las escorias que se obtienen en el proceso; su ubicación en el terreno se debe a que los residuos no deben estar muy cerca de la planta de procesamiento, sino que deben ser evacuados lejos de ella.

La escoria es llevada a la cancha por medio de carritos mineros revestidos interiormente con refractarios especiales. Una vez acumulada la escoria se elimina parte de ella por medio de los vehículos, sacándola fuera de la planta.

e) Pistas y vías de acceso: Se ha previsto también las posibles vías de acceso que permitirán el desplazamiento de vehículos y carritos mineros a todos los puntos disponibles a la planta, de acuerdo como se muestra en el plano de distribución indicado.

Capítulo IV.

EVALUACION ECONOMICA

En el desarrollo de este capítulo se han considerado los siguientes criterios:

- a) El costo de los equipos básicos y complementarios han sido deducidos a partir de los materiales, mano de obra y tecnología nacional empleados en la fabricación de los mismos.
- b) Como imprevistos se asume un 10% del costo total de la planta pirometalúrgica.
- c) Para los gastos de entrenamiento y puesta en marcha de la planta se ha considerado los costos normales de 1 semana de operación.
- d) El terreno está ubicado en una zona industrial de la ciudad de Chimbote en donde se cuenta con todos los servicios indispensables (energía eléctrica, agua, desagüe, hospitales, etc.).
- e) Vida útil, se ha considerado 10 y 20 años tomando en cuenta el promedio de vida útil para este tipo de plantas.
- f) Como impuestos se ha considerado el IGV (19%) y el impuesto a la renta (30%).
- g) Se considera un año de operación de 345 días, trabajándose en tres turnos en forma continua durante las 24 horas del día.
- i) A fin de mantener actualizada la presente evaluación económica se ha considerado al dólar norteamericano (US\$) como unidad monetaria.

4.1 COSTOS DE INVERSIÓN

4.1.1 Inversión Fija

Valor US\$

4.1.1.1 Terrenos

5,000 m² x $\frac{15 \text{ US\$}}{\text{m}^2}$ 75000.0

4.1.1.2 Edificios y construcciones:

a) Cerco de ladrillos: 300 Mts. lineales

Construcción Civil (US\$ 50 / Mt. lineal) 15000.0

b) Oficinas Administrativas: 48 m²

Construcción civil e imprevistos (US\$ 125 / m²) 6000.0

c) Oficinas y Servicios Auxiliares: 108 m²

Construcción civil e imprevistos (US\$ 125 / m²) 13500.0

d) Area de Operación_: 476 m²

Loza y cimiento del horno (US\$ 25 / m²) 11900.0

Techo estructural (US\$ 50 / m²) 23800.0

e) Depósitos de mezcla y fierro : 336 m²

Construcción civil e imprevistos (US\$ 20 / m²) 6720.0

f) Despacho: 100 m²

Construcción civil e imprevistos (US\$ 20 / m²) 2000.0

g) Cancha de escoria y otros_: (150 + 600) m²

Construcción civil e imprevistos (US\$ 20 / m²) 15000.0

Total 93,920.0

4.1.1.3 Maquinaria y complementos:

Cantidad	Clase	Valor (US\$)
1	Horno Basculante de combustión	64285.70
1	Horno de retención y accesorios	3429.00
2	Manómetro	457.10
1	Pirómetro	5714.28
2	Termocuplas	1142.85
1	Orsat (Analizador gases)	1714.28
1	Caja de molde	2857.42
1	Carro transportador (molde)	857.14
2	Carros mineros especiales de 25 pies ³ (escoria)	2435.70
3	Carros minero Z-25 (concentrado/fundente y Fe)	2850.00
1	Tecla 5 TM para carguío	1000.00
2	Vigas de acero y estructura .de concreto	2285 .71
1	Tecla 2 TM para moldes	428.57
2	Tolvines de carguío	857.14
	Rieles, durmientes, otros materiales	1352.99
	Equipo complementario de carguío	1714.28
		<hr/>
		93380.70
	+ IGV	17742.33
		<hr/>
	Total	111,123.02

4.1.1.4 Instalación de maquinaria y complementos

a)	Costo de instalación del horno basculante y del sistema de carguío (incluidos ambos en el costo total del horno).	
b)	Costo del tendido de rieles: (preparación del terreno, colocación de durmientes y tendido de rieles)	370.28
		<hr/>
	Total US\$	370.28

4.1.1.5 Equipo de mantenimiento

Cantidad	Clase	Valor (US\$)
1	Equipo soldadura eléctrica	1857.14
	Herramientas de mecánico	1000.00
1	Taladro eléctrico	1367.00
1	Equipo de soldadura autógena	800.00
1	Esmeril eléctrico	267.14
1	Tornillo de banco	133.14
1	Mesa de mecánico	171.42
		<hr/>
		5595.05
	+ IGV	1063.06
		<hr/>
	Total	6,658.11

4.1.1.6 Equipo de laboratorio químico

Cantidad	Clase	Valor (US\$)
1	Balanza de precisión (0.1 mg)	3128.50
1	Balanza "OHAUS" 0.1-2.690 kg	557.14
1	Horno de mufla y complementos	2857.14
1	Campana extractora de pases	428.57
1	Instrumental de vidrio	857.14
1	Equipo complementario de laboratorio	571.42
		<u>5542.85</u>
	+ IGV	1053.14
	<u>Total</u>	<u>6,595.99</u>

4.1.1.7 Equipo de seguridad

Cantidad	Clase	Valor (US\$)
12	Cascos	63.7
12	Anteojos especiales	121.4
12	Guantes de cuero	68.5
6	Guantes de abesto	171.4
12	Overoles	205.7
6	Mandiles de abesto	137.1
12	Pares de botas	268.5
12	Máscaras antigas	171.4
2	Extintidores	457.1
		<u>1666.80</u>
	+IGV	316.69
	<u>Total</u>	<u>1,983.49</u>

4.1.1.8 Moviliario y enseres:

Local	Valor (US\$)
Oficina administrativa	2000.00
Laboratorio	1771.71
Supervisión	1494.27
Comedor	1201.30
Almacén	1107.40
	<u>7574.68</u>
	+IGV <u>1439.20</u>
	<u>Total 9,013.88</u>

4.1.1.9 Entrenamiento y puesta en marcha:

a) Salarios: Una semana		
219.04 US\$ / día x 7 días	=	1,533.40
b) Combustible:		
63018.10 US\$ / día x 3	=	9,054.30
c) Carbonato:		
1361.50 US\$ / día x 2 días	=	2,723.00
d) Fierro:		
2806.65 US\$ / día x 2 días	=	5,613.29
e) Sb ₂ S ₃ :		
34,015.52 US\$ / día x 2 días	=	68,031.04
		<u>86,955.03</u>
	TOTAL US\$	

4.1.1.10	Costos de estudio	US\$ 16,285.70
4.1.1.11	Costos de organización	US\$ 5,030.97

Resumen de inversión fija:

	Valor (US\$)
1) Terreno	75,000.00
2) Edificios y construcciones	93,920.00
3) Maquinaria y complementos (inc. instalación)	111,123.02
4) Instalaciones auxiliares	370.28
5) Equipo de mantenimiento	6,658.11
6) Equipo de laboratorio químico	6,596.00
7) Equipo de seguridad	83.50
8) Mobiliario y enseres	9,013.87
9) Entrenamiento y puesta en marcha	86,955.03
10) Costo de estudios	16,285.70
11) Costos de organización	5,030.97
12) Imprevistos	40,709.61
	<hr/>
Total inversión fija	US\$ 453,646.08

4.1.2 Capital de trabajo:

4.1.2.1 Salarios y gastos Adm. (1 mes de operación)	US\$
	<hr/>
Mano de Obra directa	6,037.47
Mano de obra indirecta	4,342.98
Gastos administrativos	5,570.90
	<hr/>
Sub total	15,951.35

4.1.2.2 Costo de materia prima (15 días de operación)

Materia Prima	(US\$)
1) CO ₃ Na ₂	20,422.45
2) Fierro esponja	42,099.69
3) Sb ₂ S ₃	510,232.80
4) Combustible	45,271.50
Sub Total	618,026.45

Total capital de trabajo US\$ 633,977.79

Total de inversión (Inversión Fija + Capital de trabajo):

(453,646.08+ 633,977.79) => **US\$ 1'087,623.87**

4.2 COSTO DE OPERACIÓN

4.2.1 MANO DE OBRA DIRECTA

Ocupación	Turno día	Turnos Obrero	Jornal US\$/día	Jornal US\$/día	Jornal US\$/año
Supervisor de horno	3	1	13,2	39,60	14.454,00
Operador de horno	3	1	10,48	31,44	11.475,60
Ayudantes	3	2	7,62	45,72	16.687,80
TOTAL				116,76	42.617,40
TOTAL Inc. 70% benef. Sociales				198,49	72.449,58

4.2.2 MANO DE OBRA INDIRECTA

Ocupación	Turno día	Turnos Obrero	Jornal US\$/día	Jornal US\$/día	Jornal US\$/año
Laboratorio	1	2	7,62	15,24	5.562,60
Mecánico Elec. (almacén)	1	1	7,62	7,62	2.781,30
Limpieza y apoyo	1	1	6,66	6,66	2.430,90
Guardián	3	1	6,66	19,98	7.292,70
SUB TOTAL				34,26	12.504,90
Total Inc. 70% benef. Sociales				58,24	21.258,33
Jefe de planta					20.571,60
TOTAL Inc. 50% benef. Sociales					30.857,40
TOTAL					52.115,73

4.2.3 Materiales y reactivos

4.2.3.1 Materiales Directos

4.2.3.1a Insumos Básicos

Materia prima	Precio TM US\$	Gasto TM día	Gasto TM año	Costo US\$/día	Costo US\$/año
Na₂CO₃	169,75	7,52	2.594,40	1.276,52	440.399,40
IGV				242,54	83.675,89
Sub - Total				1.519,06	524.075,29
Fierro esponja	280,11	8,48	2.925,60	2.375,33	819.489,82
IGV				451,31	155.703,07
Sub - Total				2.826,65	975.192,88
Sb₂S₃	2.008,00	18,918	6.526,71	37.987,34	13.105.633,68
TOTAL				42.333,05	14.604.901,85

4.2.3.1.b Refractarios

Ubicación	Tipo	Precio US\$/Ud.	Nro. refractarios	Cambio año	Costo US\$/día	Costo US\$/año
Bóveda	Repsa-ST	4,24	1064	1,1	14,38	4.962,50
Solera	Remag-B	4,54	1212	2	31,90	11.004,96
	Castable-Cr	0,74	4299	1,25	11,53	3.976,58
	Repsa-AP	0,68	807	1	1,59	548,76
	Aislante K-20	6,585	467	1	8,91	3.075,20
				Sub total	53,93	18.605,49
Morteros	Firebond				0,6	207,00
	R. Thermouth				2,6	897,00
	R. Penseal				0,3	103,50
				Sub total	3,5	1.207,50
				Total	71,81	24.775,49

Nota: Los precios Incluyen IGV

COMBUSTIBLE: (Diessel N° 2)

Referencia	Gal / día	Gal / año	Costo US\$/día	Costo US\$/año
Fusión, reducción, colada y moldeo	1168,6	403.167	3.856,38	1.330.451,10

Los precios Incluyen IGV e ISC

Resumen de materiales directos

MATERIALES DIRECTOS	Costo US\$/dia	Costo US\$/año
Na2CO3	1.519,06	524.075,29
Fierro esponja	2.826,65	975.192,88
Sb2S3	37.987,34	13.105.633,68
Refractarios	71,81	24.775,49
Combustible	3.856,38	1.330.451,10
Total	46.261,24	15.960.128,43

Cuadro 15
Valorización de concentrados

Peso referencial: 1 TmS de concentrado de estibina con tetraedrita compleja

	Sb		Ag		As		US\$/TmS
Leyes	52,53	%	72,01	Oz Ag/Tc	1,54	%	
Cotización	6.050	US\$ /TM	15	US\$ /Oz troy	-	-	
Castigo (20%)	10,51	%					
Pagos	2.542,45		No aplica		No aplica		
Deducciones:							
- Maquila y refinación	509,41						
- Penalidades (*)					24,8		
Total	2.033,04				-24,8		2.008,24

(*) US\$ 2.0 por cada 0.1% sobre la ley, considerando 0.3% libres.

4.2.3.2 Materiales indirectos (Reactivos químicos)

Nro. de Análisis / muestra			Nro. Análisis por día	Costo US\$ / análisis	Costo US\$/año
Concentrado (4 muestras)	Metal (2m)	Escoria (2m)			
Sb	Sb	Sb			
Ag	Ag	Ag			
As	As	S			
Pb	Pb				
Fe	Fe				
S					
24	10	6	40	4,56	62.928,00
IGV					11.956,32
Total					74.884,32

Total de materiales y reactivos	16.035.012,75
---------------------------------	---------------

4.2.4 Depreciación

PARTIDA	INVERSIÓN US\$	VIDA UTIL Años	VALOR US\$/año
a. Maquinaria y complementos	111.123,02	20	5.556,15
b. Terrenos y construcción civil	168.920,00	20	8.446,00
c. Instalación de rieles	370,28	20	18,51
d. Equipo de mantenimiento	6.658,11	10	665,81
e. Equipo de Laboratorio	6.595,99	10	659,60
f. Moviliario y enseres	9.013,87	10	901,39
Total	302.681,27		16.247,46

4.2.5 Servicios

a) Energía Eléctrica				
Referencia	KW / Día	KW / Año	Costo US\$/día	Costo US\$/año
Equipo principal	20	7300	9,87	3.602,55
Alumbrado	5	1825	2,47	900,64
Sub total	25	9125	12,34	4.503,19
b) Agua				
Referencia			Costo US\$/día	Costo US\$/año
Agua			2,85	1.040,25
Sub total				1.040,25
Imprevistos (10%)				554,34
Total				6.097,78

Resumen de costos de operación anual

Rubro	Valor US\$
Mano de obra directa	72.449,58
Mano de obra indirecta	52.115,73
Materiales y reactivos	16.035.012,75
Depreciación	16.247,46
Servicios	6.097,78
Total	16.181.923,31

4.3 COSTOS ADMINISTRATIVOS

Cargo	Nro.	Egreso US\$ / mes	Egreso US\$/año
Gerente	1	2.571,42	30.857,04
Contador	1	685,71	8.228,52
Auxiliares de oficina	2	456,80	5.481,60
Sub total		3.713,93	44.567,16
Total (Inc. 50% benef. Sociales)		5.570,90	66.850,74

4.4 GASTOS FINANCIEROS

AMORTIZACIÓN DE LA DEUDA

1. Capital requerido (US\$)	1.087.623,87
2. Plazo (años)	10
3. Tasa de interés (% anual)	10

Fin de cada período	Préstamo	Amortización	Interés	Anualidad
0	1.087.623,87			
1	978.861,49	108.762,39	108.762,39	217.524,77
2	870.099,10	108.762,39	97.886,15	206.648,54
3	761.336,71	108.762,39	87.009,91	195.772,30
4	652.574,32	108.762,39	76.133,67	184.896,06
5	543.811,94	108.762,39	65.257,43	174.019,82
6	435.049,55	108.762,39	54.381,19	163.143,58
7	326.287,16	108.762,39	43.504,95	152.267,34
8	217.524,77	108.762,39	32.628,72	141.391,10
9	108.762,39	108.762,39	21.752,48	130.514,86
10	0,00	108.762,39	10.876,24	119.638,63
Total		1.087.623,87	598.193,13	1.685.817,01

4.5 PRESUPUESTO DETALLADO DE COSTOS FIJOS Y VARIABLES

4.5.1 Costos variables de operación (Costos Directos)

Concepto	Costo US\$/año	Costo US\$/ TM
Materiales Directos	15.960.128,43	2.445,36
Mano de obra directa	72.449,58	11,10
TOTAL	16.032.578,01	2.456,46

4.5.2 Costos fijos de operación (Costos indirectos)

Concepto	Costo US\$/año	Costo US\$/ TM
Materiales Indirectos	74.884,32	11,47
Mano de obra directa	52.115,73	7,98
TOTAL	127.000,05	19,46

4.5.3 Depreciación

Concepto	Costo US\$/año	Costo US\$/ TM
Inmuebles (b, f)	9.347,39	1,43
Maquinaria y equipo (a,c,d,e)	6.900,08	1,06
TOTAL	16.247,46	2,49

4.5.4 Costos total y unitario

Rubro	Costo US\$/año	Costo US\$/ TM
Costos variables operación	16.032.578,01	2.456,46
Costos fijos operación	127.000,05	19,46
6.5.3 Depreciación	16.247,46	2,49
Servicios	6.097,78	0,93
TOTAL	16.181.923,31	2.479,34

**Cuadro No. 16
PRESUPUESTO DETALLADO DE COSTOS FIJOS Y VARIABLES**

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
TM procesadas año	6526,71	6526,71	6526,71	6526,71	6526,71	6526,71	6526,71	6526,71	6526,71	6526,71
<u>Costos de Operación</u>										
Costo Fijo	149.345	149.345	149.345	149.345	149.345	149.345	149.345	149.345	149.345	149.345
Costo variable	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578
Costo total	16.181.923	16.181.923	16.181.923	16.181.923	16.181.923	16.181.923	16.181.923	16.181.923	16.181.923	16.181.923
Costo unitario	2.479	2.479	2.479	2.479	2.479	2.479	2.479	2.479	2.479	2.479
<u>Costos Administrativos</u>										
Costo Fijo	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851
Costo variable										
Costo total	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851	66.851
Costo unitario	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10
<u>Costos Financieros</u>										
Costo Fijo	217.525	206.649	195.772	184.896	174.020	163.144	152.267	141.391	130.515	119.639
Costo variable										
Costo total	217.525	206.649	195.772	184.896	174.020	163.144	152.267	141.391	130.515	119.639
Costo unitario	33	32	30	28	27	25	23	22	20	18
<u>Costos Totales de Producción</u>										
Costo Fijo	433.721	422.845	411.968	401.092	390.216	379.340	368.463	357.587	346.711	335.835
Costo variable	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578	16.032.578
Costo total	16.466.299	16.455.423	16.444.546	16.433.670	16.422.794	16.411.918	16.401.041	16.390.165	16.379.289	16.368.413
Costo unitario	2.523	2.521	2.520	2.518	2.516	2.515	2.513	2.511	2.510	2.508

4.6 PRESUPUESTO DE INGRESOS POR VENTAS ANUALES

4.6.1 Precios de los metales

Para el precio de venta del producto metálico obtenido con 89,48 % Sb y 116,72 Onz. Troy/ Tc, se ha considerado los precios internacionales promedio de los últimos cinco años del Mercado de Metales de Londres:

Sb: US\$ 6.050 / TM.

Ag: US\$ 15,0 / Onz. Troy

4.6.2 Ingresos brutos anuales

4.6.2.1 Venta de antimonio:

$$= 3.616 \text{ TM /Año} \times 89,48\% \times 6.050 \text{ US\$ / TM}$$

$$= \text{US\$ } 19'576,930.6 / \text{año}$$

4.6.2.2 Venta de plata:

$$= 3.616 \frac{\text{TM}}{\text{Año}} \times \frac{116,72 \text{ Onz troy}}{\text{TC}} \times \frac{1,102 \text{ TC}}{\text{TM}} \times \frac{15 \text{ US\$}}{\text{Onz Troy}}$$

$$\text{Año} \quad \text{TC} \quad \text{TM} \quad \text{Onz Troy}$$

$$= \text{US\$ } 6'977,203.4 / \text{año}$$

4.6.2.3 Total ingresos brutos:

$$= 19'576,930.6 + 6'977,203.4$$

$$= \text{US\$ } 26'554,134 / \text{año}$$

4.6.3 Utilidad bruta anual

Se obtiene restando de los ingresos brutos el costo de producción total.

$$\begin{aligned} &= 26'554,134 - 16'466,299 \\ &= \text{US\$ } 10'087,835 / \text{año} \end{aligned}$$

4.6.4 Impuesto a pagar

Se considera un impuesto a la renta de 30% sobre la utilidad bruta anual.

$$\begin{aligned} &= 30 / 100 * \text{US\$ } 10'087,835 / \text{año} \\ &= \text{US\$ } 3'026,351 / \text{año} \end{aligned}$$

4.6.5 Utilidad después de impuestos

Se halla restando los impuestos de la utilidad bruta.

$$\begin{aligned} &= 10'087,835 - 3'026,351 \\ &= \text{US\$ } 7'061,485 / \text{año} \end{aligned}$$

4.6.6 UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS Y RENTABILIDAD ANUAL (US\$)

	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Ingresos por ventas	26.554.134	26.554.134	26.554.134	26.554.134	26.554.134	26.554.134	26.554.134	26.554.134	26.554.134	26.554.134
Costo de producción	16.466.299	16.455.423	16.444.546	16.433.670	16.422.794	16.411.918	16.401.041	16.390.165	16.379.289	16.368.413
Utilidad Bruta	10.087.835	10.098.711	10.109.588	10.120.464	10.131.340	10.142.216	10.153.093	10.163.969	10.174.845	10.185.721
Impuestos a pagar (*)	3.026.351	3.029.613	3.032.876	3.036.139	3.039.402	3.042.665	3.045.928	3.049.191	3.052.454	3.055.716
Utilidad despues de impuestos	7.061.485	7.069.098	7.076.711	7.084.325	7.091.938	7.099.551	7.107.165	7.114.778	7.122.392	7.130.005
Rentabilidad despues Impuestos	649,26%	649,96%	650,66%	651,36%	652,06%	652,76%	653,46%	654,16%	654,86%	655,56%

(*) Impuesto a la Renta: 30% de la utilidad bruta

4.7 ANALISIS DE RENTABILIDAD

4.7.1 RENTABILIDAD (R):

Indica la velocidad a la que las utilidades devuelven el capital invertido:

a) Antes de Impuestos:

$$R = \frac{\text{Utilidad Bruta}}{\text{Inversión total}} \times 100$$

$$R = \frac{10.087.835}{1'087,624} \times 100 = 927,51\%$$

b) Después de Impuestos:

$$R = \frac{\text{Utilidad después imp.}}{\text{Inversión total}} \times 100$$

$$R = \frac{7'061,485}{1'087,624} \times 100 = 649,26\%$$

Dado que la rentabilidad aceptable en una inversión varia con lo arriesgado del negocio, es importante hacer notar que la industria de Extracción de Metales es una de las que menos riesgos ofrece, pudiéndose así establecer entonces lo atractivo que resulta el presente proyecto, sobre todo si se le compara con las rentabilidades mínimas aceptables que se exigen en distintas industrias, ver cuadro siguiente.

Cuadro No. 17

RENTABILIDAD MINIMA ACEPTABLE PARA VARIAS INDUSTRIAS

Industria	Rentabilidad en %					
	Antes de impuestos			Después de impuestos		
	Baja	Media	Alta	Baja	Media	Alta
Medicamentos	25	43	56	13	23	30
Procesos químicos	15	30	45	7	15	21
Petróleo	18	29	40	12	20	28
Metales	10	17	25	5	9	13

4.7.2 Tiempo en que se paga la planta

Para hacer una estimación en años del tiempo en que se pagará la planta, recuperándose así el total de la inversión, se puede emplear la siguiente relación:

$$T_{pp} = \frac{\text{Inversión total realizada}}{\text{Utilidad bruta anual}}$$

$$T_{pp} = \frac{\text{US\$ } 1'087,624}{\text{US\$ } 10'087,835 / \text{año}} = 0.10 \text{ años} = 1.3 \text{ meses}$$

De donde se infiere que al cabo de los dos primeros meses de operación, sin considerar el pago de impuestos, la planta pirometalúrgica podría estar totalmente pagada.

4.7.3 Punto de equilibrio (P.E.)

Esta dado por la cantidad de concentrado procesado que corresponde a

una situación en la cual las operaciones hasta allí realizadas no arrojan ni pérdida ni ganancias.

El punto de equilibrio es el correspondiente a la cantidad de 269.04 de Tm de concentrados procesados, el cual puede alcanzarse en un tiempo de 15 días. El cálculo del punto de equilibrio se determina del siguiente modo:

$$\text{P.E.} = \frac{\text{Costo fijo anual}}{\text{Ingresos Brutos} - \text{Costo Variable}} \times \text{Tm concentrado procesado}$$

$$\text{P.E.} = \frac{433,721 \text{ US\$}}{(26'554,134 - 16'032,578) \text{ US\$}} \times 6,526.71 \text{ Tm}$$

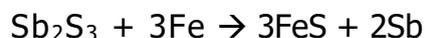
$$\text{P.E.} = 269.04 \text{ Tm}$$

CONCLUSIONES

1. De acuerdo a la demanda proyectada de metales a nivel mundial y sobre la base de los precios internacionales que en promedio han alcanzado el antimonio y la plata en los último cinco años, se puede predecir un buen futuro para la producción de estos metales, permitiendo de esta forma asegurar resultados sumamente positivos para las inversiones que se realicen en proyectos de instalación de plantas pirometalúrgicas que posibiliten extraer como metales comercializables el antimonio y la plata existentes en los concentrados de estibina y sulfosales complejas.

2. En relación al proceso pirometalúrgico propuesto para extraer Sb metálico mediante una reducción directa de la estibina utilizando el Fe como agente reductor, se ha llegado a la conclusión que son dos las reacciones que gobiernan este proceso:

a. La reacción principal mediante el cual se extrae el antimonio:



b. La reacción complementaria con la cual se forma una apropiada escoria:



3. Respecto a las pruebas experimentales realizadas en el laboratorio se puede afirmar que las mejores recuperaciones de antimonio (95 %) y plata (90 %) se obtuvieron a las siguientes condiciones básicas para una primera fusión y extracción de valores (relaciones en pesos):

a. Concentrado (Sb_2S_3) / Fierro esponja = 2.0

b. Concentrado (Sb_2S_3) / fundente (Na_2CO_3) = 2.5

habiéndose con ello obtenido un producto metálico de 80.17 % Sb y 113.52 Onz Ag/Tc. Asimismo, también se comprobó que agregando adicionalmente al reactor pequeñas cantidades de concentrado de estibina y fundente es posible enriquecer el referido producto metálico hasta alcanzar mejoradas leyes del orden de 89.48 % Sb y 116.72 Oz Ag/Tc, manteniéndose casi los mismos niveles de recuperación de los valores metálico: 94 % de Sb y 89 % de Ag.

4. De acuerdo a las características del proceso pirometalúrgico propuesto, el horno que mejor se adapta a las condiciones requeridas es el del tipo "Reverbero Basculante", el cual además de tener una buena capacidad, también ofrece una óptima comodidad y seguridad en la descarga del metal y de la escoria.
5. La instalación y puesta en operación de la proyectada Planta Pirometalúrgica para el procesamiento de concentrados de antimonio con alto contenido de plata es viable y recomendable por los buenos resultados obtenidos en la evaluación económica realizada.

BIBLIOGRAFIA

1. BUTTS A. Metallurgical Problems. 2da. Edición.
2. BRAY J. Metalurgia Extractiva de los Metales no Ferrosos.
3. FILIPPOV S. The Theory of Metallurgical Processes.
4. GIRAL B. Diseño de Plantas en Ingeniería Química
5. HURLBUT C. S. Manual de Mineralogía de Dana
6. KELLY Contribution of Data Metallurgical
7. KIRK D. Enciclopedia de Tecnología Química
8. KUBASCHEWSKY AND EVANS
Thermodynamics Metallurgical
9. MACKOWIAK Físico-Química para Metalúrgicos
10. ROSENSQUIST Principles of Extractive Metallurgy
11. SCHUMMAN R. Ingeniería Metalúrgica
12. TRINKS Y MAWHINNEY
Hornos Industriales
13. VOLSKY A. Theory of Metallurgical Processes
14. PERRY ROBERT, DON GREEN Y MALONEY JAMES
Manual del Ingeniero Químico

Publicación

1. London Metal Exchange