

425-8

2001
108.4

INFORME DE AVANCE N°2 Y FINAL

Proyecto N° 199-1625

**“Desantimonización y Deselenización de
Barros Anodicos de Refinerías de Cobre”.**

FONTEC – CORFO

Preparado Por : CORMIQUIM S.A.

669.0284
C 811
2001

Junio, 2001

PRESENTACIÓN

En el último decenio, se constata que el país ha sabido enfrentar con éxito el desafío impuesto por la política de apertura en los mercados internacionales, alcanzando un crecimiento y desarrollo económico sustentable, con un sector empresarial dinámico, innovador y capaz de adaptarse rápidamente a las señales del mercado.

Sin embargo, nuestra estrategia de desarrollo, fundada en el mayor esfuerzo exportador y en un esquema que principalmente hace uso de las ventajas comparativas que dan los recursos naturales y la abundancia relativa de la mano de obra, tenderá a agotarse rápidamente como consecuencia del propio progreso nacional. Por consiguiente, resulta determinante afrontar una segunda fase exportadora que debe estar caracterizada por la incorporación de un mayor valor agregado de inteligencia, conocimientos y tecnologías a nuestros productos, a fin de hacerlos más competitivos.

Para abordar el proceso de modernización y reconversión de la estructura productiva del país, reviste vital importancia el papel que cumplen las innovaciones tecnológicas, toda vez que ellas confieren sustentación real a la competitividad de nuestra oferta exportable. Para ello, el Gobierno ofrece instrumentos financieros que promueven e incentivan la innovación y el desarrollo tecnológico de las empresas productoras de bienes y servicios.

El Fondo Nacional de Desarrollo Tecnológico y Productivo FONTEC, organismo creado por CORFO, cuenta con los recursos necesarios para financiar Proyectos de Innovación Tecnológica, formulados por las empresas del sector privado nacional para la introducción o adaptación y desarrollo de productos, procesos o de equipos.

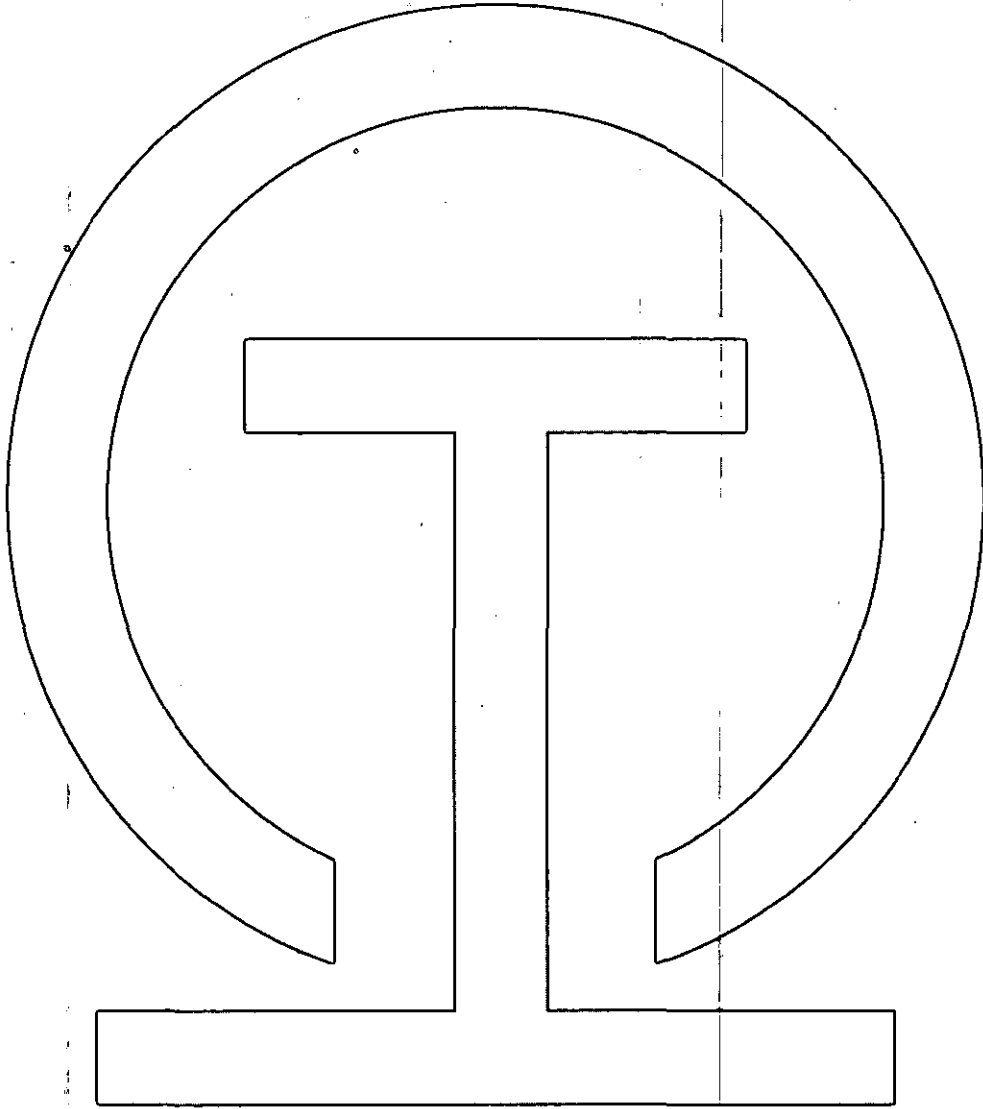
Las Líneas de financiamiento de este Fondo incluyen, además, el apoyo a la ejecución de proyectos de Inversión en Infraestructura Tecnológica y de Centros de Transferencia Tecnológica a objeto que las empresas dispongan de sus propias instalaciones de control de calidad y de investigación y desarrollo de nuevos productos o procesos.

De este modo se tiende a la incorporación del concepto "Empresa - País", en la comunidad nacional, donde no es sólo una empresa aislada la que compete con productos de calidad, sino que es la "Marca - País" la que se hace presente en los mercados internacionales.

El Proyecto que se presenta, constituye un valioso aporte al cumplimiento de los objetivos y metas anteriormente comentados.

FONTEC - CORFO

4128
el



 **CORMIQUIM S.A.**
CORPORACION MINERA Y QUIMICA S.A.

Chañarcillo Nº 901 - Maipú - Santiago - Chile. Tel.: 56-2 - 5380580 - Fax: 56-2 - 5386777
P.O. Box 177 - Maipú - Santiago - Chile. E-mail: cormiqui@ctc-mundo.net
<http://www.cormiquim.cl>

CONTENIDO

RESUMEN EJECUTIVO

INTRODUCCION

CAPITULO I

"ANTECEDENTES TECNICOS Y SELECCIÓN DE TECNOLOGIA"

CAPITULO II

"PLANIFICACION PRUEBAS DE LABORATORIO"

CAPITULO III

"INGENIERIA BASICA DE LA PLANTA PILOTO"

CAPITULO IV

"PRUEBAS EN PLANTA PILOTO"

BIBLIOTECA CORFO

CAPITULO V

"ASPECTOS BASICOS DE LA INGENIERIA PRECONCEPTUAL DE LA PLANTA INDUSTRIAL"

CAPITULO VI

"EVALUACION ECONOMICA DE UNA PLANTA DE TAMAÑO INDUSTRIAL"

CAPITULO VII

"CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES"

ANEXOS :

- I.- PRUEBAS LABORATORIO ETAPA LIXIVIACION
- II.- PRUEBAS LABORATORIO ETAPA CALCINACION

RESUMEN EJECUTIVO

El presente trabajo estudia la tecnología para la desantimonización y deselenización de Barros Anódicos provenientes de la refinación electrolítica del cobre.

La presente tecnología permitirá a Cormiquim S.A., acceder a fuentes alternativas de selenio y a un nuevo producto antimonio.

Por otra parte la tecnología permitirá que los productores de Barros Anódicos puedan recircular a sus fundiciones las escorias generadas al refinar el barro anódico. Estas escorias contienen oro, plata y antimonio, elemento que disminuye las características de conductividad del cobre.

Los resultados a escala de laboratorio, indican que es posible mediante un proceso de lixiviación alcalina disminuir en más de un 90% los contenidos de antimonio y arsénico presente en los Barros Anódicos, y mediante un proceso de tostación extraer de los barros anódicos más de un 90% del Selenio. A escala piloto los resultados no fueron lo esperado en la etapa de lixiviación no así en la etapa de tostación. Esto se explica fundamentalmente a que los barros anódicos provenientes de Enami presentan grandes variabilidades en su composición química, debido a que Enami procesa cobre y barros anódicos de distintos orígenes.

El estudio finaliza con el diseño de una planta industrial para el tratamiento de 250 TM/año de Barros anódicos y con la correspondiente evaluación económica.

INTRODUCCION

Los barras anódicos de las refineries de cobre son la principal fuente de obtención del Selenio y de otros metales valiosos como el Oro y la Plata.

Sin embargo, estos elementos valiosos están acompañados de otros en mayor o menor proporción, que constituyen impurezas que hacen más difícil y costoso el proceso de recuperación del Selenio y los metales nobles.

Una de estas impurezas que contaminan el Selenio y el metal Doré es el Antimonio, que aparece en proporciones muy variables en los barras anódicos, según su procedencia.

BIBLIOTECA CORFO

En el caso de los barras anódicos originados en la electrorefinación del cobre en las refineries chilenas, el contenido de Antimonio bordea el 8% (en pesos), en promedio, como se desprende de las cifras del análisis realizado a estos materiales en la refineria Las Ventanas de ENAMI, y que se muestran en el Cuadro 1. Cabe señalar que los barras anódicos de la refineria Las Ventanas son representativos de los barras chilenos, dado que la refineria de Potrerillos vende a ENAMI sus barras anódicos, y la refineria de Chuquicamata los exporta.

Un contenido de Antimonio del 8% es considerado muy alto para el procesamiento de los barras anódicos, y hace que las escorias obtenidas en el tratamiento del metal Doré, no puedan recircularse a los hornos de fundición precisamente por la cantidad de Antimonio. Impurezas que afecta la conductividad eléctrica del cobre.

Asimismo parte del antimonio pasa al Selenio crudo vendido por ENAMI a las refinadoras de Se, lo que hace que la pureza de éste sea menor.

Lo anterior hace necesario estudiar posibles nuevos procesos para eliminar el Antimonio y recuperar el Selenio con mayor pureza a partir de los barros anódicos disponibles en Chile, y este es el objetivo del presente Proyecto de Innovación Tecnológica denominado "DESANTIMONIZACION Y DESELENIZACION DE BARROS ANODICOS DE REFINERIAS DE COBRE", desarrollado por la Corporación Minera y Química, CORMIQUIM S.A., con la colaboración de FONTEC-CORFO.

El desarrollo del Proyecto antes nombrado, comprende dos Parte principales y consecutivas.

PARTE A). Corresponde al análisis de la literatura técnica disponible y a partir de ello, la definición de los nuevos esquemas de procesos de deselenización y desantimonización de los barros anódicos, y la validación de estos nuevos procesos mediante un conjunto de pruebas a escala de laboratorio previamente planificadas, y extrayendo las Conclusiones pertinentes de los resultados de dichas pruebas.

PARTE B). Corresponde a la Ingeniería Básica de una planta a escala piloto que permita probar el proceso más conveniente al objetivo perseguido determinado en la Parte A). Lo anterior seguido del desarrollo de un set de pruebas a nivel piloto y las Conclusiones pertinentes de los resultados de las pruebas, unido a la presentación de las Conclusiones del Proyecto en su globalidad.

En esta segunda parte, se incluye aspectos básicos de la Ingeniería de una planta industrial para el tratamiento de 250 T/año de barros anódicos, así como la Evaluación Económica del Proyecto a Nivel industrial.

CAPITULO I

ANTECEDENTES TECNICOS Y SELECCIÓN DE TECNOLOGIA

Los barras anódicos son depósitos sólidos que se acumulan en el fondo de las celdas de electrólisis empleadas en la electrorefinación del cobre.

Estos barras son producto de la disolución del ánodo de cobre de la celda electrolítica, el cual contiene diferentes elementos en pequeñas cantidades. Dichos elementos pasan a formar los barras anódicos.

Los barras anódicos de refineries de cobre contienen además de oro y plata, varios otros elementos, en diferentes concentraciones; los cuales se muestran en la tabla No.1, para el caso de nuestro país.

Tabla N° 1

Composición Promedio de Barras Anódicos de Refinerías Chilenas

ELEMENTO	CONTENIDO (% peso)
Bismuto	0.5
Antimonio	7.88
Arsénico	3.95
Cobre	1.62
Selenio	8.34
Teluro	0.25
Resto (Ag, Au, S, O, otros)	77.46

Un contenido de antimonio de 8% es considerado muy alto para el procesamiento de los barros anódicos, y hace que las escorias obtenidas en el tratamiento del metal doré, no puedan recircularse a los hornos de fundición precisamente por la cantidad de antimonio.

La secuencia más aplicada es la recuperación de cobre seguida por la recuperación de selenio. La descobrización de los barros se efectúa mediante lixiviación ácida con H_2SO_4 , mientras que el selenio se recupera mediante una tostación y posterior tratamiento de los gases para capturar y precipitar el Se. El antimonio tiende a concentrarse en las escorias de la fusión de la calcina para obtener el metal doré.

Existen varios métodos de limpieza de barros anódicos que apuntan a la remoción del antimonio. Sin embargo, la literatura disponible sobre la eliminación del antimonio no es muy abundante, probablemente porque la concentración de este elemento generalmente es muy bajo en la gran mayoría de las refineries a nivel mundial. Este no es el caso de las refineries de nuestro país, en que, por ejemplo, la refinería de Ventanas de Enami, presenta un barro anódico con un contenido de Sb de alrededor de 8% en peso.

A continuación se mencionarán algunos procesos de desantimonización.

1.1.- PROCESOS DE DESANTIMONIZACIÓN

1.1.1 Procesos Pirometalúrgicos

Tostación sulfatante posterior a la recuperación de cobre por lixiviación ácida con H_2SO_4 .

Esta tostación sulfatante, permite volatilizar el antimonio junto con el selenio, por lo que aparentemente, el primero se obtendría al condensar el selenio.

1.1.2 Procesos Mixtos

Tostación sulfatante (piro) que elimina el selenio y parte del antimonio, con un proceso hidrometalúrgico (lixiviación con agua), para recuperar especies tales como Te, Fe, y Sb remanente que pasan a solución.

Esta solución antes de filtrar, es sometida a un ajuste de pH a 3.5 para precipitar las impurezas.

Lixiviación a presión con H_2SO_4 u O_2 , que disuelve parte del antimonio, y una etapa de tostación sulfatante (piro) a $600\text{ }^\circ\text{C}$, que viene a continuación, donde se elimina otra parte del Sb con el selenio.

Finalmente, en otra etapa hidro, se elimina el resto del Sb por un proceso de molienda de la calcina sólida obtenida de la etapa de tostación, con nitrato de calcio en solución, que se somete a molienda por 1.5 hrs. Al final, se agrega más nitrato de calcio en solución y se calienta a 87°C , y se ajusta el pH con caliza a 4.5.

1.1.3 Procesos Hidrometalúrgicos

Existen diversos procesos para recuperar el antimonio, dentro de los cuales, son los más importantes los de lixiviación alcalina con sulfuro de sodio en caliente, y los de lixiviación ácida con HCl o cloruro férrico en solución ácida.

1.1.3.1 Lixiviación Alcalina

Lixiviación en una etapa batch a 104°C en estanque agitado, a presión atmosférica, con una solución de sulfuro de sodio, con solución de NaOH.

El tiempo de lixiviación es de 5 a 6 hrs.

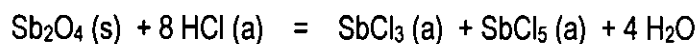
Terminada la lixiviación, se procede a separar el líquido del sólido residual por medio de decantación, produciéndose un overflow de licor lixiviado claro, y una suspensión de residuo como underflow. Este residuo, contiene la plata, y queda libre de antimonio y arsénico. Este underflow es luego repulpeado, vuelto a decantar y filtrado al vacío en dos etapas en un sistema de lavado en contracorriente.

La solución lixiviada es purificada en una etapa siguiente para eliminar compuestos de azufre que complican la operación de electrowinning del antimonio, o para la producción de antimonatos.

1.1.3.2 Lixiviación Ácida

Lixiviación ácida con uso de ácido clorhídrico. Es un proceso muy utilizado en China, donde se obtienen tetróxido de antimonio por hidrocloración en alrededor de 20 plantas.

La reacción global de disolución puede esquematizarse como sigue:

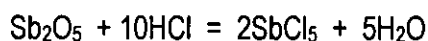
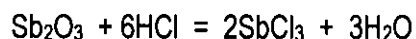
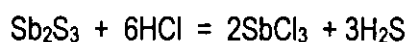


La mayor velocidad de lixiviación se logra utilizando $T = 90^\circ\text{C}$ y concentración 6 M de ácido clorhídrico.

1.1.3.3 Lixiviación con Cloruro Férrico en solución de Acido Clorhídrico

Lixiviación de concentrados de antimonio usando cloruro férrico (FeCl_3) en solución acuosa con ácido clorhídrico.

El proceso se basa en las reacciones principales siguientes:



La temperatura está entre 90 y 92°C , con excesos de FeCl_3 de 20% a lo menos sobre el estequiométrico; razón sólido líquido de 1:4 a 1:7; tiempo de reacción de 2 horas, con agitación a 600 – 800 rpm; Sb residual del 4,57 – 0.87%; concentraciones de HCl de 36 gpl.

Se obtienen soluciones lixiviadas con 80 – 100 gpl Sb^{+3} ; 20 a 30 gpl Fe^{+3} ; Fe^{+2} 150 – 160 gpl; HCl.

Antes de la hidrólisis, se reduce el Fe^{+3} a Fe^{+2} con cemento de antimonio (Sb_2S_3).

Etapa de hidrólisis:

La solución reducida ($92^{\circ}C$), se acidifica con HCl hasta obtener una concentración de ácido de aproximadamente 180 gpl, produciéndose la formación de $SbOCl$, que precipita.

Etapa de síntesis del trióxido de antimonio:

BIBLIOTECA CORFO

Se obtiene por neutralización del $SbCl$ con NaOH en solución, durante 5 horas a $60 - 70^{\circ}C$ a $pH = 7 - 8$. Se obtiene la forma rómbica del Sb_2O_3 .

1.2. PROCESOS DE DESELENIZACION

De acuerdo a los antecedentes estudiados, se concluye que los procesos de deselenización que se utilizan, son principalmente pirometalúrgicos.

La mayoría de las plantas aplica tostación después de la recuperación del cobre.

La tostación puede ser con aire, o tostación sulfatante con H_2SO_4 , o tostación con anhídrido sulfuroso (SO_2).

Por otra parte, tres refinерías aplican procesos pirometalúrgicos antes de la recuperación de cobre. En estos últimos casos los procesos piro son: tostación sulfatante con H_2SO_4 , o tostación con ceniza de soda, o finalmente, fusión con sulfato de sodio.

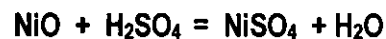
1.2.1.- Tostación con ceniza de soda

En este proceso, el barro anódico se mezcla con ceniza de soda y se tuesta. Después de la etapa de tostación, el selenio se recupera lavando en calcina con agua y reduciéndola con carbón para producir Na_2Se , que es tratado posteriormente para obtener el selenio puro.

1.2.2.- Tostación Acida Sulfatante (con H₂SO₄)

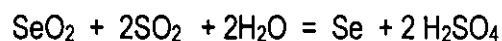
En la etapa de tostación, el selenio se volatiliza como SeO₂. Posteriormente, se realiza un lavado con agua de los gases resultantes, y si es necesario, se trata la solución de ácido selenioso con SO₂, para la obtención de selenio metálico.

Las reacciones principales son:



La temperatura de la tostación está entre 600 y 800°C.

En la etapa de recuperación del selenio desde los gases resultantes de la tostación, se aprovecha la siguiente reacción:



1.2.3. Tostación Sulfatante (con SO₂)

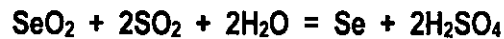
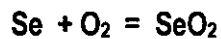
La atmósfera del horno de tostación se mantiene sulfatante por inyección de SO₂.

Se informa que este método reduce la corrosión del proceso con respecto al proceso que utiliza H₂SO₄. Además, el consumo de energía es menor, y disminuyen los problemas de contaminación y de efluentes.

La torta húmeda del filtro de remoción del níquel se carga directamente a las bandejas de tostación que se ubican a continuación dentro del horno.

Resistencias eléctricas mantienen la temperatura en las cercanías de 600°C en la atmósfera gaseosa.

El selenio se remueve del barro anódico por oxidación de acuerdo a la reacción:



Esta última reacción se realiza a 80°C.

Cuando el horno está caliente, se alimenta el SO₂. Los gases de la tostación se absorben en una solución circulante con un eyector. El selenio se obtiene con una pureza sobre 99,5%.

1.2.4. Tostación Oxidante o Neutra

El barro anódico es tostado a 600 – 800°C, por lo cual el selenio se oxida con el O₂ a SeO₂ y se volatiliza, recuperándose por lavado con agua, y reduciéndolo a selenio elemental con SO₂.

El mecanismo de la oxidación se resume como sigue:

La oxidación del Cu₂Se ocurre en el aire sobre los 300°C, formándose CuSeO₃ y CuO.

Cerca de 580°C, el selenito normal cambia al compuesto básico 2CuO.SeO₂, con desprendimiento de SeO₂, y el selenito básico se disocia a 640°C.

El Ag₂Se es resistente a la oxidación por aire hasta los 400°C, pero en presencia de catalizadores tales como plata elemental, CuO, Ag₂O y carbonato de sodio, se oxida a menores temperaturas.

La disociación ocurre según:



Que ocurre a 550°C, y se completa sobre los 700°C.

El selenuro de cobre y plata, se comporta como una mezcla de selenuros simples: el selenuro básico de cobre se forma a los 400 – 450°C, y el de plata, a 500 – 550°C.

A temperaturas más altas, primero se disocia el selenito de cobre y luego el de plata, con desprendimiento de SeO_2 .

En presencia de ceniza de soda, la expulsión de vapores de SeO_2 se disminuye fuertemente, y el selenio se convierte en una mezcla de selenito y selenato de sodio.

Se reporta que la mejor temperatura para la tostación con ceniza de soda, está en el rango $650 - 700^\circ\text{C}$, obteniéndose el selenio principalmente como selenito, que se reduce a Se elemental con SO_2 en solución ácida.

1.2.5. Proceso de Lixiviación Alcalina a Presión

En este proceso, el barro anódico se lixivia en un medio alcalino bajo una determinada presión de oxígeno a una temperatura cercana a los 200°C .

1.2.6. Proceso de Cloración

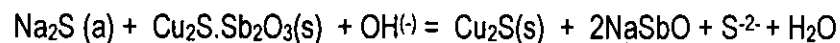
En un método de recuperación seco, el selenio se convierte a cloruro volátil, mientras que en un proceso húmedo, se convierte a ácido selenioso en HCl por medio de cloro gas.

1.3. SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

El proceso propuesto consiste en una lixiviación alcalina posterior a la descubrición, y una etapa de tostación. La etapa de tostación puee ser oxidante o sulfatante.

1.3.1. Lixiviación Alcalina para la Eliminación de Antimonio.

El proceso de eliminación del antimonio se basa en la propiedad de los compuestos de antimonio de disolverse en solución acuosa de sulfuro de sodio en ambiente alcalino a temperaturas cercanas a 100°C. Los compuestos que pasan a solución son del tipo antimonitos y antimonatos y probablemente, tioantimonitos y tioantimonatos.

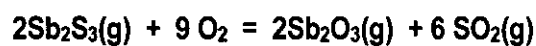
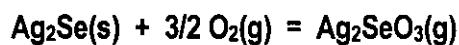


El tiempo de lixiviación es de 5 a 6 horas.

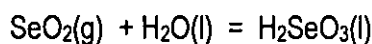
Después de la lixiviación, se procede a una separación sólido - líquido obteniéndose un líquido que contiene los compuestos de antimonio solubles, y un sólido que contiene oro, plata y selenio. Este sólido queda libre de arsénico y antimonio.

1.3.2. Tostación Oxidante Para Recuperar el Selenio

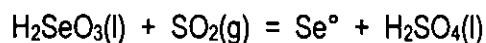
En el proceso de tostación oxidante se espera lograr las siguientes reacciones químicas:



Los gases de SeO_2 (dióxido de selenio) formados son recogidos en agua para llevarlos a la forma de ácido selenioso según la reacción:



El ácido selenioso se convierte en metal por la acción reductora del SO_2 (anhídrido sulfuroso), según la reacción:

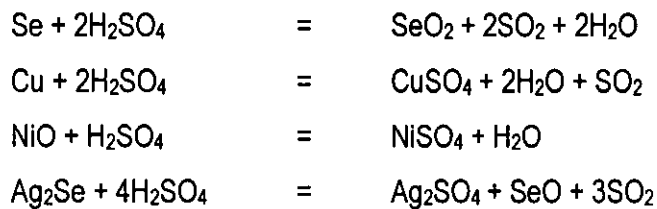


1.3.3.- Tostación Ácida Sulfatantes con H₂SO₄

Para recuperar el selenio también puede usarse la tostación sulfante.

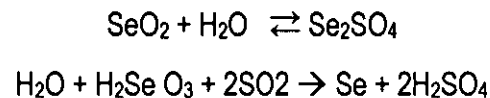
En este caso, el selenio se volatiliza como SO₂ y posteriormente, se realiza un lavado de los gases resultantes con agua, y si es necesario, se trata la solución con SO₂.

Las reacciones principales son :



La temperatura de la tostación está entre 600 y 800 °C.

La etapa siguiente es formar el ácido selenioso H₂SeO₃, el que es tratado con SO₂ para liberar el Selenio metálico y recuperar H₂SO₄



CAPITULO II

PRUEBAS DE LABORATORIO

El objetivo de las pruebas de laboratorio es evaluar algunos procesos para la recuperación de antimonio, y eventualmente selenio, desde barros anódicos de refinерías de cobre.

Se realizaron pruebas a nivel de laboratorio con barros anódicos de la refinерía de Ventanas de Enami.

El programa de pruebas consideró el siguiente alcance:

Programa de pruebas a escala de laboratorio tendiente a determinar las mejores condiciones de operación para la lixiviación de antimonio a partir de barros anódicos, considerando en forma complementaria la evaluación de la disolución de arsénico.

Programa de pruebas de tostación de barros anódicos tendiente a evaluar la factibilidad de la deselenización de barros anódicos y su efecto en la disolución de antimonio.

Programa de pruebas de lixiviación-tostación de barros anódicos, tendiente a determinar en forma preliminar, la mejor alternativa para la disolución de antimonio y la tostación del sólido para la recuperación del selenio desde los gases.

2.1 Variables a Estudiar en la Lixiviación Alcalina

Del estudio de los antecedentes técnicos de los procesos de lixiviación alcalina para eliminar antimonio desde barras anódicas de refineras de cobre, se desprende que las principales variables que inciden en el rendimiento del proceso de lixiviación, definido éste como la cantidad de antimonio que pasa a la solución (en porcentaje con respecto al contenido de antimonio inicial de los barras anódicas), son las siguientes :

Temperatura de la lixiviación

Tiempo de duración de la lixiviación

Concentración de agente lixivante (sulfuro de sodio)

Concentración de agente alcalino (soda cáustica)

Razón sólido / líquido (peso de barro anódico/peso de líquido).

De las variables anteriores señaladas, se seleccionaron las que más influyen en el rendimiento del proceso, de acuerdo a la literatura técnica consultada, y que son :

Temperatura de lixiviación

Tiempo de lixiviación

Concentración de sulfuro de sodio

Razón sólido/líquido.

Con respecto a la concentración de NaOH, se adoptó el valor óptimo que indica la literatura técnica consultada y que corresponde a alrededor de un 7% en peso con respecto al peso de la muestra de barro anódico que se utilizará.

Todas las pruebas se realizan con 100 grs. de barro anódico con la composición señalada anteriormente, y que contiene 7,88% de antimonio y 3,95% de arsénico (%peso).

2.1.1 Temperatura de Lixiviación

La temperatura a la cual se realiza la lixiviación alcalina es una variable de gran importancia, existiendo un rango que va desde 70 °C hasta los 130 °C para realizar este proceso, según el compuesto de antimonio sometido a disolución.

En nuestro caso, dada la composición de los barro anódicos, se seleccionó 3 valores de temperatura en el rango 70 a 103 °C. Se realizaron pruebas a 85°, 90° y 103°C.

2.1.2 Tiempo de Lixiviación

BIBLIOTECA CORFO

Se considera que el tiempo de duración de la lixiviación alcalina es una de las variables importantes en la obtención de un rendimiento alto en la disolución del antimonio.

Por ello, se definió la realización de una cinética de disolución del antimonio, para lo cual, se tomó un tiempo máximo de desarrollo de la lixiviación de 5 horas para todas las pruebas consideradas, y con objeto de obtener los valores de la disolución del Sb en el tiempo, se adoptó la decisión de tomar muestras de la solución cada una hora a partir de la iniciación de la prueba durante las 3 primeras horas, obteniéndose un total de 4 valores de la disolución del Sb (y del arsénico) en el tiempo.

2.1.3 Concentración de Sulfuro de Sodio

El valor base para esta variable se fijó en 0.98 veces el peso de la muestra de barro anódico utilizada. Pero se realizarán pruebas con dos valores adicionales correspondientes a -10% y +15% con respecto al valor base.

Estas dos pruebas adicionales se efectúan en el caso de la mejor de las temperaturas del rango considerado en las pruebas que es 85, 90 y 103 °C.

2.1.4 Razón Sólido/Líquido

Se seleccionaron dos valores para esta variable, que son : 1/3 y 1/5.

2.1.5 Descripción General de las Pruebas de Lixiviación

Se realizaron pruebas de lixiviación alcalina con solución acuosa de sulfuro de sodio concentrada y en caliente, en matraces sobre planchas calefactoras con agitación magnética.

Se realizaron las siguientes pruebas:

2.1.6 Cinéticas de Lixiviación a 85°C, a 90°C y a 103°C.

En cada caso, se utilizó una muestra de 100 gr de barro anódico preparado en una mezcla con la solución de Na_2S al 10%, en una razón sólido-líquido de 1/3, siguiendo el siguiente procedimiento:

Se prepara la solución lixivante con 98 gr de Na_2S y 6,6 gr de NaOH disueltos en 245 cm^3 de agua.

Se agrega la solución lixivante preparada al matraz, se agita y se calienta a la temperatura respectiva, y luego se agregan los 100 gr de barro anódico, controlando la salida de vapor.

Se muestrea cada una hora durante las tres primeras horas y finalmente, al término de la prueba a las cinco horas.

Cada muestra es filtrada, medido su volumen y analizada por antimonio y arsénico. Los sólidos de la muestra son devueltos al matraz.

A las 5 horas, después de muestrear, se separan los sólidos por decantación y luego se lavan. La solución de lavado, previa determinación de volúmenes, se mezcla con el líquido claro de la decantación (solución rica), y se filtra. El sólido se seca y pesa, para posteriormente ser preparado para análisis químico por Sb, y As.

Estas pruebas se denominan: Prueba No.1, Prueba No. 2 y Prueba No. 3.

2.1.7 Prueba a 90°C y Razón Sólido-líquido de 1/5.

Esta prueba se realizó según el mismo esquema anterior, pero a 90°C y utilizando una razón sólido-líquido de 1:5.

Se evaluó la disolución de antimonio al cabo de 5 horas de lixiviación. Esta prueba se denomina: Prueba No. 4.

2.1.8 Pruebas de Lixiviación a Distinta Concentración de Solución Lixivante

Se evalúa la lixiviación de antimonio al cabo de 5 horas, a 90°C, con dos concentraciones distintas de Na₂S:

Solución A: 44,10 gr de Na₂S y 2,97 gr de NaOH disueltos en 122,5 cm³ de agua.

Solución B: 51,45 gr de Na₂S y 3,47 gr de NaOH disueltos en 122,5 cm³ de agua.

Estas pruebas se denominan Prueba No. 5 y Prueba No. 6.

2.1.9 Pruebas de Lixiviación de Barros Anódicos con Tostación Previa

Para evaluar en forma comparativa los resultados factibles de alcanzar en la disolución de antimonio, en un proceso combinado de tostación-lixiviación, las calcinas obtenidas a 500 y 650°C, se lixiviaron bajo las mejores condiciones determinadas en las pruebas anteriores. Se siguió el mismo procedimiento descrito para lixiviación alcalina aplicada.

Estas pruebas se denominan: Prueba No. 7 y Prueba No. 8.

2.2 VARIABLES A ESTUDIAR EN LA TOSTACIÓN

Con relación a la etapa de tostación, la variable más importante a considerar en el desarrollo de la etapa experimental, es la temperatura.

Al respecto, es conveniente realizar una cinética de la tostación, dado que el antimonio en sus compuestos trivalentes, comienza a volatilizarse a temperaturas cercanas a 300 °C y hasta 500 °C.

De acuerdo a lo anterior, se seleccionó dos temperaturas finales del proceso de tostación: 500 y 700 °C.

Las variables dependientes del proceso, son las cantidades del antimonio y selenio que se desprenden en los gases de la tostación y desde los cuales recuperan esos elementos posteriormente. Estos rendimientos de la etapa de tostación son referidos al peso de material sólido residual de la etapa previa de lixiviación alcalina, o al barro anódico inicial, en el caso de la secuencia de proceso B, que comienza con la tostación como primera etapa.

Descripción de las Pruebas de Tostación:

Se hicieron pruebas de tostación de muestras de barros anódicos y rípios de lixiviación para evaluar el efecto de un proceso combinado de tostación-lixiviación.

2.2.1 Pruebas de Tostación de Barros Anódicos a 500°C

Se realizó una prueba de tostación de barro anódico sin lixiviar a 500°C, por 5 horas, utilizando una muestra de 10 gr.

2.2.2 Pruebas de Tostación de Barros Anódicos a 650°C

Se realizó una prueba de tostación de barro anódico sin lixiviar a 650°C, por 5 horas, utilizando una muestra de 10 gr.

2.2.3 Pruebas de Tostación de Barros Anódicos Lixiviados

Se realizó una prueba de tostación de barro anódico lixiviado a 650°C, por 5 horas, utilizando una muestra de 15 gr.

El tiempo de lixiviación previo fue de 5 horas, la razón sólido-líquido de 1:3 y la temperatura de 90°C.

2.3 RESULTADOS Y ANALISIS DE LAS PRUEBAS DE LABORATORIO

2.3.1 Pruebas de Lixiviación Alcalina Inicial

Las Tablas Nos. 1, 2 y 3 muestran los resultados de las pruebas de lixiviación alcalina de barras anódicas. Dichos datos están presentados también en la forma de los Gráficos Nos. 1, 2 y 3. Se observa que los mejores resultados de lixiviación de antimonio se obtienen a 90°C; donde se alcanzan recuperaciones de 94,6% al cabo de la primera hora. También puede verse en la Tabla No.2, que la recuperación de antimonio disminuye en la segunda y tercera hora de lixiviación; en tanto a cabo de 5 horas de lixiviación se alcanza el máximo de 98,1%. La lixiviación de arsénico presenta un comportamiento diferente: a 85°C presenta un máximo, que mejora poco desde 85,1% de recuperación al cabo de una hora, hasta 89,5% al cabo de 5 horas de lixiviación.

La cinética de disolución de antimonio es rápida, observándose que en la primera hora de lixiviación se alcanzan altos niveles de disolución, mayores que 90% en el rango de temperaturas de 85 – 90°C, obteniéndose un incremento menor en las siguientes 4 horas.

Respecto a la cinética de disolución de arsénico, se observa una anomalía en las 2 primeras horas de lixiviación, a temperaturas de 90 y 103°C; condiciones en las cuales se determinó que la disolución de arsénico sería de 20 – 25%. A partir de la tercera hora de lixiviación, se observa un brusco aumento de solubilización y un efecto similar al caso del antimonio; en el sentido que no se obtiene un aumento significativo al cabo de 5 horas.

TABLA 1. CINETICA DE DISOLUCION DE ANTIMONIO Y ARSENICO A 85°C

Muestra	Tiempo horas	Volúmen cc	Volúmen de muestra cc	Antimonio			Arsénico		
				En solución	Disuelto acumulado		En solución	Disuelto acumulado	
				g/l	mg	%	g/l	mg	%
P2-1	1	319	37	22,48	7171	91,0	10,54	3362,3	85,1
P2-2	2	282	49	21,48	6889	87,4	10,46	3339,7	84,5
P2-3	3	233	35	22,00	7010	89,0	10,50	3349,0	84,8
P2-4	5	444		10,66	7387	93,7	5,10	3534,4	89,5
En rípios					268	97,1		35	
Total según cabeza calculada					7655			3569	
Total según cabeza analizada+A30					7880			3950	

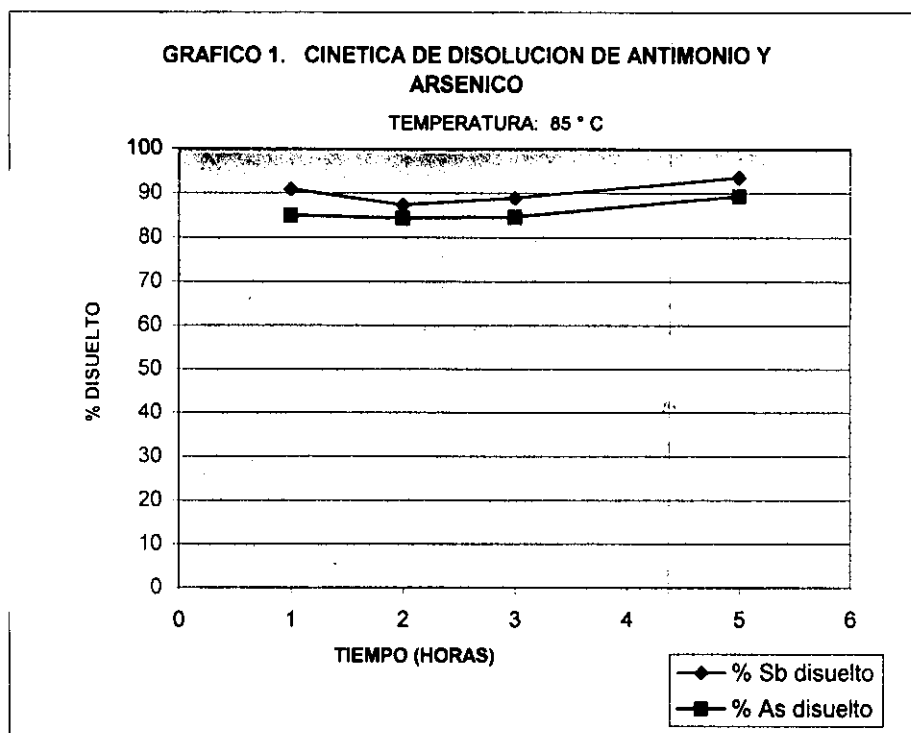


TABLA 2. CINETICA DE DISOLUCION DE ANTIMONIO Y ARSENICO A 90°C

Muestra	Tiempo horas	Volumen cc	Volumen de muestra cc	Antimonio			Arsénico		
				En solución	Disuelto acumulado		En solución	Disuelto acumulado	
				g/l	mg	%	g/l	mg	%
P1-1	1	303	36	24,6	7454	94,6	3,1	951	24,1
P1-2	2	267	40	23,9	7267	92,2	3,4	1026	26,0
P1-3	3	227	41	24,0	7290	92,5	10,3	2590	65,6
P1-4	5	446		11,0	7732	98,1	4,39	2630	66,6
En ripios					303			33	67,4
Total según cabeza calculada					8035			2664	
Total según cabeza analizada					7880			3950	

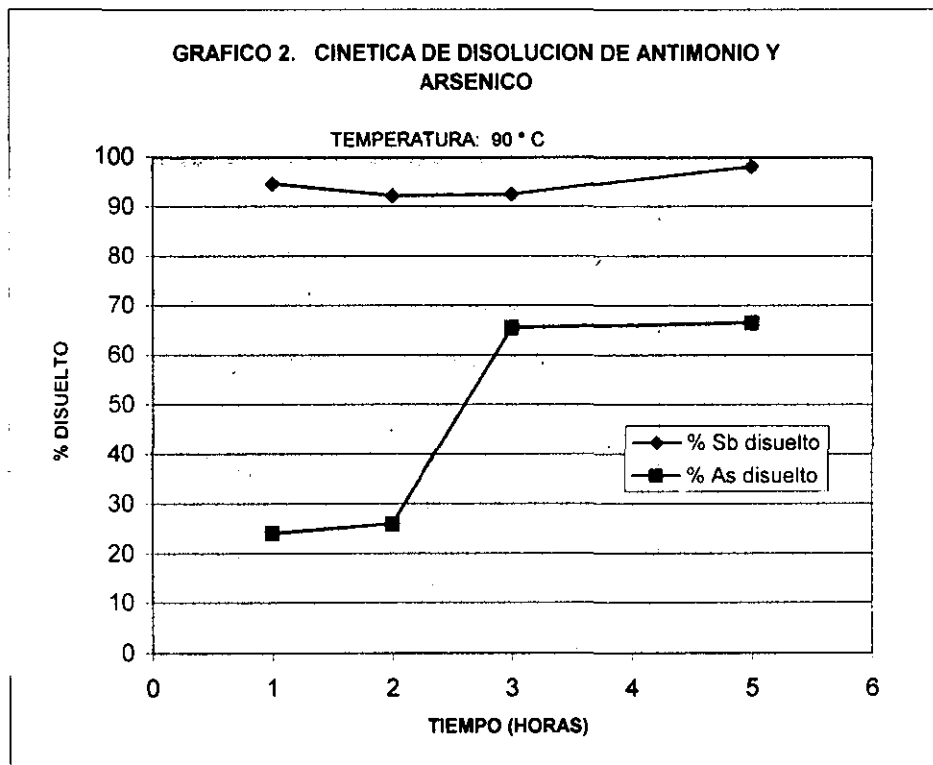
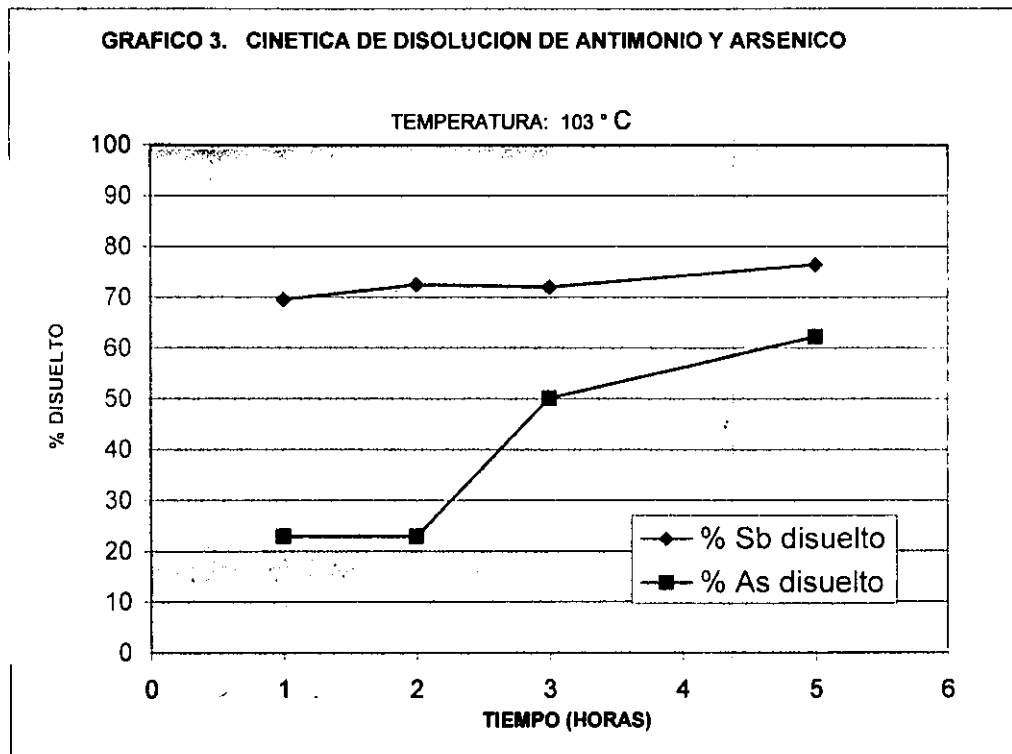


TABLA 3. CINETICA DE DISOLUCION DE ANTIMONIO Y ARSENICO A 103°C

Muestra	Tiempo horas	Volúmen cc	Volúmen de muestra cc	Antimonio			Arsénico		
				En solución g/l	Disuelto acumulado		En solución g/l	Disuelto acumulado	
					mg	%		mg	%
P3-1	1	246	39	22,3	5486	69,6	3,7	910	23,0
P3-2	2	207	34	23,4	5714	72,5	3,7	910	23,0
P3-3	3	173	39	23,2	5679	72,1	9,9	1983	50,2
P3-4	5	384		9,0	6026	76,5	4,7	2461	62,3
En rípios						23,5			70,3
Total					7046			3950	



A 90°C, la disolución de antimonio alcanza los valores máximos, sobre 90% en todos los tiempos de lixiviación considerados. En cambio, a 103°C la disolución llega sólo al orden del 70% del total contenido en el barro anódico.

Las pruebas realizadas variando la razón sólido/líquido indican que no hay un cambio significativo en la disolución de antimonio, al variar dicha razón en el rango estudiado.

Las pruebas realizadas con diferentes concentraciones de Na₂S en la solución lixivante, indican que no hay un efecto en la disolución de antimonio al variar dicha concentración en el rango estudiado.

2.3.2 Pruebas de Lixiviación Alcalina de Calcinas de Tostación

La disolución por lixiviación, del Sb remanente en las calcinas, alcanza sólo al 32%, en el caso de tostación a 500°C. Este valor es significativamente inferior a aquellos obtenidos en la lixiviación directa de barros anódicos.

La lixiviación de la calcina obtenida a 650°C no permitió obtener resultados concluyentes respecto a la disolución adicional de antimonio mediante este proceso, dado los bajos contenidos remanentes.

2.3.3 Pruebas de Tostación de Barros Anódicos

Bajo las condiciones experimentales evaluadas, se observa un efecto significativo del aumento de temperatura de 500 a 650°C, en la deselenización y desantimonización de Barros Anódicos. En el caso de 500°C, se elimina por tostación el 61% del selenio y el 79% del antimonio.

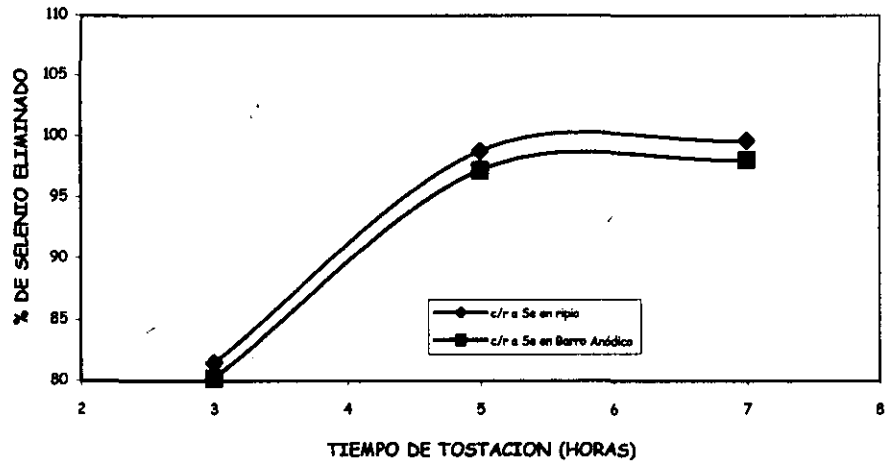
Al aumentar la temperatura a 650°C, la eliminación de selenio es prácticamente 100%; y la de antimonio alcanza un 98,6%.

Los contenidos de Se y Sb en las calcinas de la tostación a 650°C, alcanzan un 0,015% y 0,13% respectivamente.

La tostación de Barros Anódicos a 650°C presenta un bajo rendimiento e la deselenización, eliminándose sólo un 54% de Se contenido. De observaciones cualitativas de las calcinas obtenidas de rípios de lixiviación se determina como probable efecto de este resultado, la formación de una masa vítrea tipo escoria, de aspecto granuloso, de características más acentuadas que las observadas en las calcinas de Barros Anódicos sin lixiviar.

Se obtienen eficiencias de lixiviación de Sb desde calcinas de Barros Anódicos significativamente menores a las obtenidas en la lixiviación directa.

CINETICA DE TOSTACION DE SELENIO DE RIPIOS DE BARROS ANODICOS



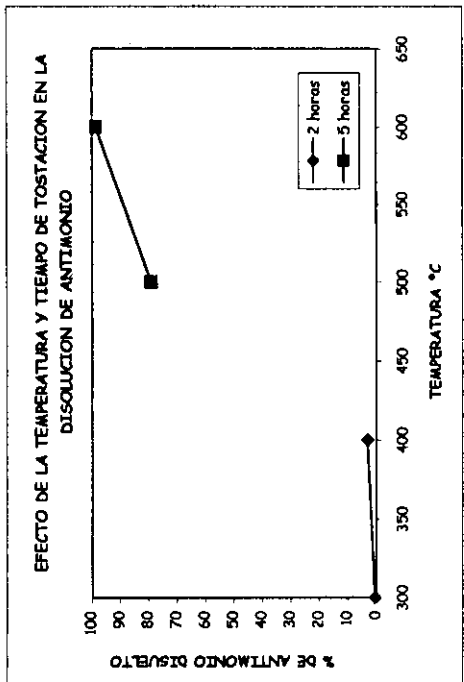
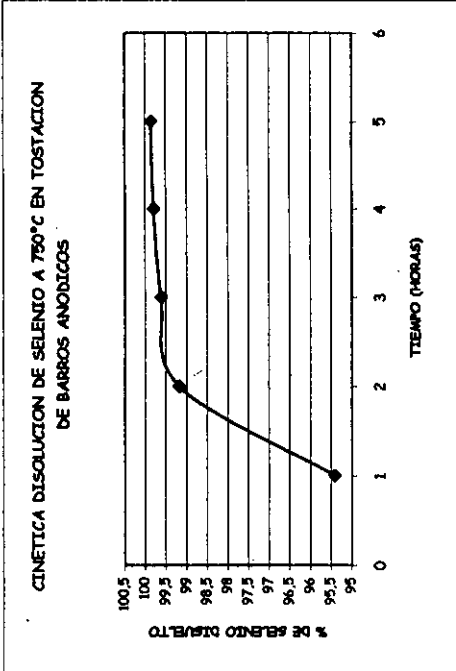


Tabla 1. Pruebas de tostación a 300° y 400° para eliminación de Antimonio

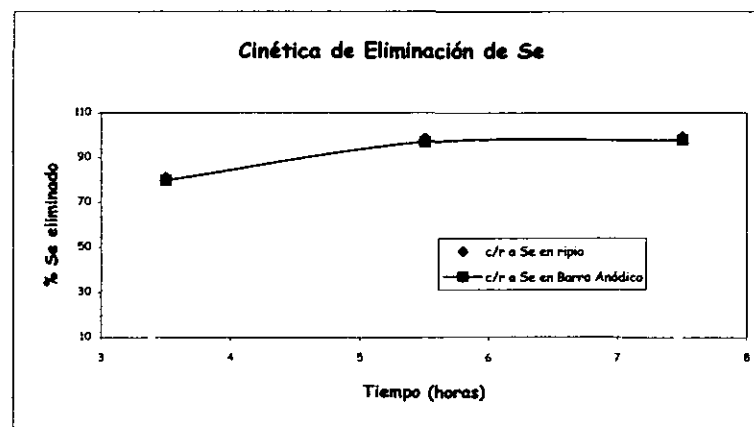
CONDICIONES		BALANCE MASA			BALANCE ANTIMONIO					
Temperatura	Tiempo	Peso inicial	Peso final	Pérdida por calcinación	Ley Sb en Barro Anódico	Finos Sb	Ley Sb en calcina	Antimonio en calcina	Antimonio eliminado	Pérdida por tostación
°C	(horas)	(grs)	grs	(%)	%	mgr	%	mgr	mg	%
300	2	5,7	5,2	7,62	7,88	446,6	8,490	444,54489	2,09351	0,47
400	2	6,0	5,4	9,62	7,88	472,6	8,450	458,0407	14,57018	3,08
500	5	10,0	8,4	16,00	7,88	788,0	1,960	163,8	624,2	79,21
600	5	10,0	8,2	18,00	7,88	788,0	0,130	10,68	777,32	98,85

Tabla 2. Cinética de tostación Barros Anódicos para disolución de Selenio

CONDICIONES		BALANCE MASA			BALANCE SELENIO					
Temperatura	Tiempo	Peso inicial	Peso final	Pérdida por calcinación	Ley Se en Barro Anódico	Selenio en Barro Anódico	Ley Se en calcina	Selenio en calcina	Selenio eliminado	Pérdida por tostación
°C	(horas)	(grs)	grs	(%)	%	mgr	%	mgr	mg	%
750	1	5,1025	3,908	23,41	8,33	42,503825	0,4989	1,950	40,55396107	95,41
750	2	5,0021	3,734	25,35	8,33	41,667493	0,0914	0,341	41,3263846	99,18
750	3	5,0104	3,736	25,43	8,33	41,736632	0,0425	0,159	41,57775524	99,62
750	4	5,0132	3,723	25,74	8,33	41,759956	0,0229	0,085	41,67484311	99,80
750	5	5,0057	3,717	25,75	8,33	41,697481	0,0153	0,057	41,64076996	99,86

TABLA 3. LIXIVIACION - CALCINACION DE BARROS ANODICOS BALANCE DE SELENIO

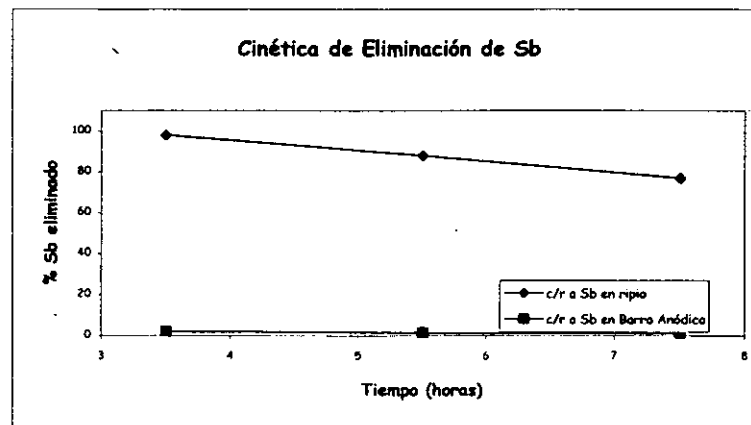
LIXIVIACION DE BARROS ANODICOS								TOSTACION DE RIPIOS DE BARROS ANODICOS					
CONDICIONES DE OPERACION DE LIXIVIACION POR AGITACION DE BARROS ANODICOS	Peso Seco Inicial de Barros Anódicos	Ley de Se	Peso Seco Ripios		Ley de Se en ripios	Se en ripios	Se en solución	CONDICIONES DE OPERACION		Pérdida de masa por calcinación	Ley de Se en calina	Pérdida de Se por calcinación	
			grs	%				Temperatura	Tiempo de calcinación			c/r al Se de los ripios de lixiviación	c/r al Se de Barros Anódicos
	grs	%	grs	%	%	%	%	°C	Horas	%	%	%	%
Temperatura: 90° C	30	8,34	20,0	66,65	12,3	98,4	1,59	750	3	4,96	2,40	81,48	80,18
Tiempo: 5 horas													
Razón sólido/líquido 1/3	50	8,34	33,5	67,04	12,2	98,4	1,99	750	5	5,58	0,16	98,77	97,19
Solución lixiviante: 10% de Na ₂ S	50	8,34	33,5	67,04	12,2	98,4	1,59	750	7	8,87	0,05	99,63	98,04



BIBLIOTECA CORFO

TABLA 4. LIXIVIACION - CALCINACION DE BARROA ANODICOS BALANCE DE ANTIMONIO

LIXIVIACION DE BARROS ANODICOS								TOSTACION DE RIPIOS DE BARROS ANODICOS					
CONDICIONES DE OPERACION DE LIXIVIACION POR AGITACION DE BARROS ANODICOS	Peso Seco Inicial de Barros Anódicos	Ley de Sb	Peso Seco Ripios		Ley de Sb en ripios	Sb en ripios	Sb en solución	CONDICIONES DE OPERACION		Pérdida de masa por calcinación	Ley de Sb en calcina	Pérdida de Sb por calcinación	
								Temperatura	Tiempo de calcinación			of. al Sb de los ripios de lixiviación	of. al Sb de Barros Anódicos
								° C	Horas			%	%
Temperatura: 90° C	30	7,88	20,0	66,67	0,29	2	98	750	3	4,96	0,005	98,26	2,39
Tiempo: 5 horas	50	7,88	33,5	67,04	0,24	2	98	750	5	5,58	0,030	88,20	1,80
Razón sólido/líquido 1/3	50	7,88	33,5	67,04	0,24	2	98	750	7	8,87	0,060	77,22	1,58
Solución lixivante: 10% de Na ₂ S													



CAPITULO III

INGENIERIA BASICA DE LA PLANTA PILOTO

1.- SELECCIÓN Y DESCRIPCION DEL PROCESO

De acuerdo con los resultados obtenidos en las pruebas realizadas a escala de laboratorio, se puede concluir que la secuencia de procesos más conveniente para el logro de los objetivos de deselenización y desantimonización de barros anódicos, es la secuencia A simple señalada en el Capítulo 3 del Informe de 1 de avance del proyecto.

Esta secuencia consta de dos etapas principales de proceso, que son, en el orden de desarrollo las principales :

ETAPA DE PROCESO 1	:	DESANTIMONIZACIÓN
ETAPA DE PROCESO 2	:	DESELENIZACION

Esta secuencia de procesos se presenta con más detalle en el diagrama de bloques de la Figura 1.

ETAPA 1 : DESANTIMONIZACION

En la primera etapa la secuencia, que corresponde a la desantimonización del barro anódicos, se pueden destacar dos procesos diferentes y consecutivos que son :

PROCESO 1 A : LIXIVIACION ALCALINA DEL BARRO ANÓDICO CON SULFURO DE SODIO,

Este proceso genera un licor lixiviado y un residuo sólido.

El licor lixiviado contiene el antimonio en solución y debe ser sometido a un proceso de precipitación.

El residuo sólido obtenido después de la separación sólido-liquido va a la etapa de deselenización.

PROCESO 1B : PRECIPITACIÓN DEL ANTIMONIO COMO Sb_2S_3 CON ÁCIDO CLORHÍDRICO O POR CRISTALIZACIÓN POR SOBRESATURACIÓN.

El licor lixiviado que contiene el antimonio en solución pasa a un proceso de cristalización y/o neutralización y acidificación con HCl, produciéndose un precipitado de sulfuro de antimonio.

El proceso de purificación ácida sólo se realiza cada cierto número de ciclos para eliminar riles con As.

El proceso normal consiste en enfriar la solución de lixiviación y precipitar "Sb" saturado. A la solución de lixiviación se le repone el NaS y se recircula (ver diagrama de flujo).

El precipitado es separado del líquido en una operación de separación sólido-líquido, y el líquido que contiene el arsénico, pero sin antimonio va a la unidad de tratamiento de riles de la refinería.

El precipitado sólido de Sb_2S_3 puede almacenarse.

ETAPA 2 : TOSTACION

En la segunda etapa de la secuencia de procesos, que corresponde a la deselenización del barro anódico ya desantimonizado también se distinguen dos procesos consecutivos diferentes.

PROCESO 2A : TOSTACIÓN OXIDANTE O SULFATANTES DEL RESIDUO SOLIDO DE LA SEPARACIÓN SOLIDO LIQUIDO DE LA ETAPA DE DESANTIMONIZACION.

En la tostación oxidante, se genera una mezcla de gases que incluyen dióxido de selenio y oxígeno, quedando un residuo sólido de la tostación.

La mezcla de gases debe ser absorbida en agua, para separar el oxígeno en exceso del dióxido de selenio. Este último es absorbido en agua y el primero no lo es.

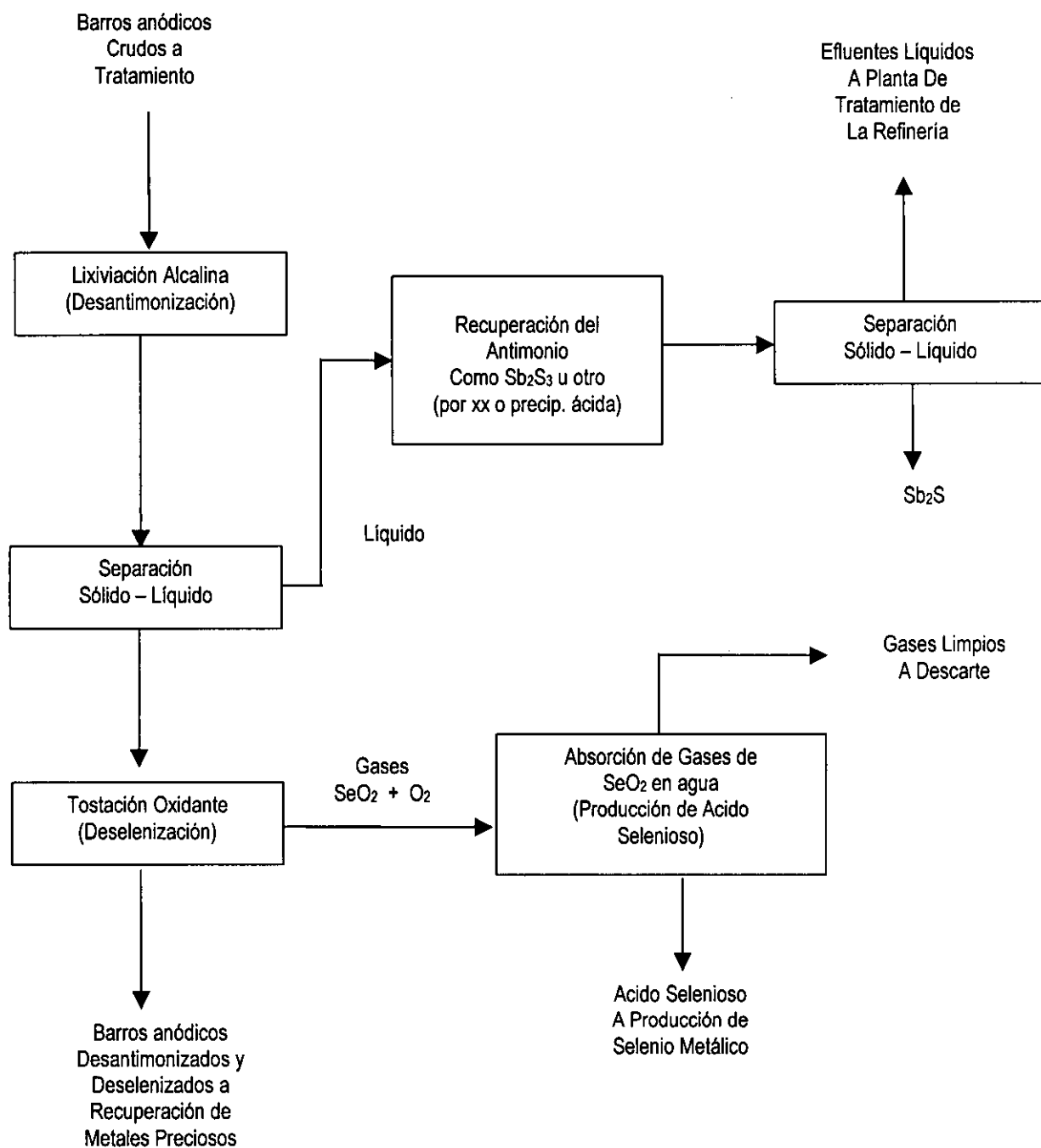
**PROCESO 2B : ABSORCION DEL DIOXIDO DE SELENIO EN AGUA
GENERÁNDOSE ÁCIDO SELENIOSO.**

Los gases de dióxido de selenio se absorben en agua y se produce ácido selenioso que va a la sección de obtención de selenio metálico. El sistema de absorción de SeO_2 incluyen un sistema de limpieza de gases y recuperación de sólidos arrastrados, que se recirculan al proceso.

Los gases residuales limpios van a descarte.

Figura No. 1

Diagrama de Bloques Secuencia de Procesos Planta Piloto



De acuerdo a lo señalado anteriormente, se puede construir el diagrama de flujo de la planta piloto, que se muestra en al Figura 2.

DESCRIPCION DEL PROCESO A UTILIZAR EN LAS PRUEBAS PILOTO :

A.- ETAPA DE DESANTIMONIZACIÓN :

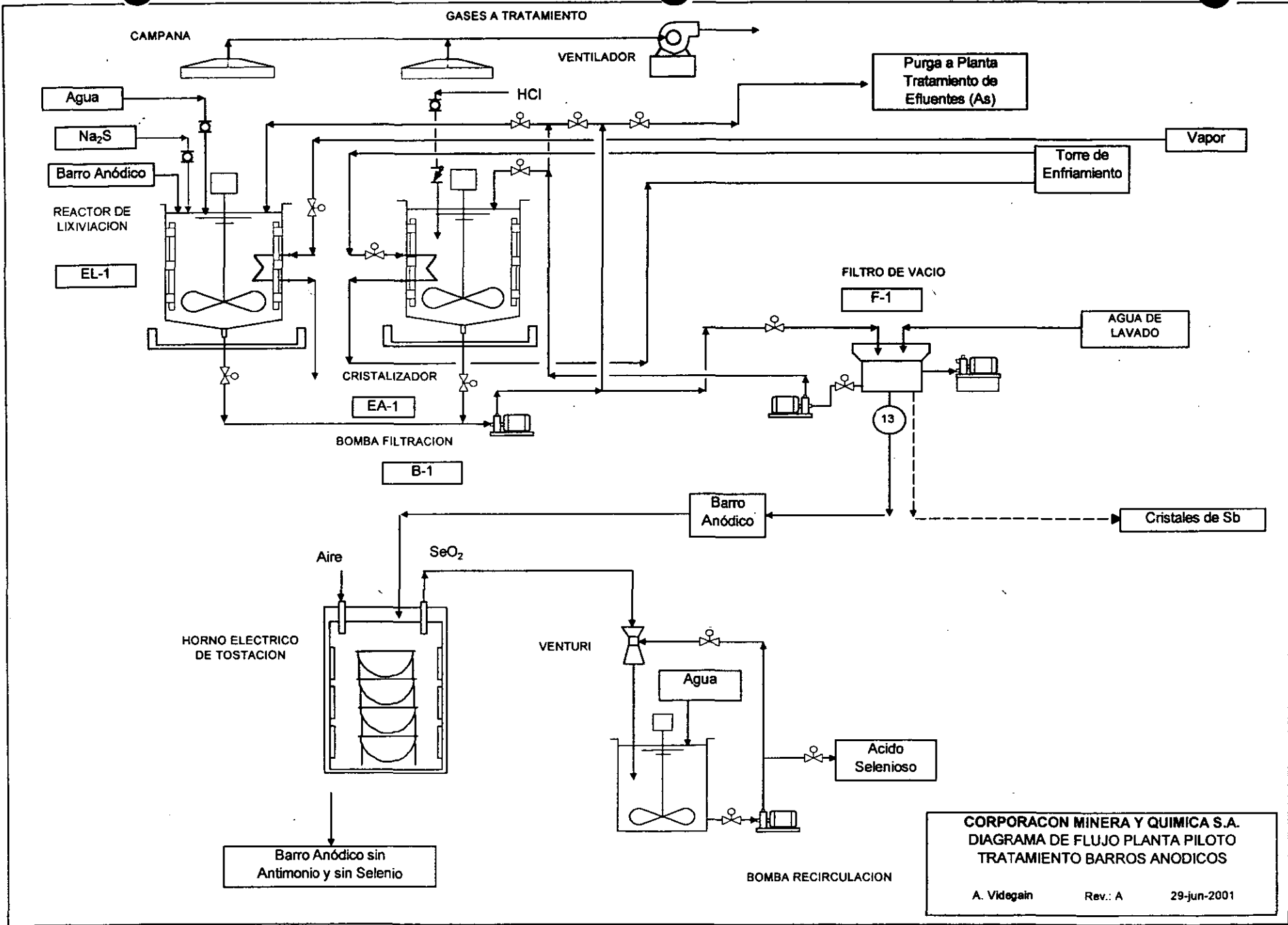
A.1.- PROCESO DE LIXIVIACIÓN ALCALINA :

Con relación al diagrama de flujo de la figura 2 : Agua proveniente desde la red de agua se alimenta al estanque de lixiviación EL-1, y luego se comienza a calentar ésta haciendo circular vapor por el serpentín del EL-1. Al mismo tiempo se hace andar el agitador a una velocidad de giro de unas 180 rpm y se comienza a alimentar también el sulfuro de sodio.

Cuando la mezcla llega a los 90°C se debe tener todo el sulfuro de sodio disuelto en el agua, y en ese momento se comienza a agregar la muestra de barro anódico previamente pesada, manteniendo la agitación y la temperatura en 90°C durante 1 hora o algo más.

Lograda la lixiviación del antimonio, se procede a separar el sólido del líquido mediante la filtración en caliente en el filtro de vacío F-1 alimentado por la bomba B-1.

El residuo sólido va a al etapa siguiente de deselenización, por tostación en el horno H-1, mientras el licor lixiviado se almacena en el estanque de almacenamiento EA-1.



CORPORACION MINERA Y QUIMICA S.A.
DIAGRAMA DE FLUJO PLANTA PILOTO
TRATAMIENTO BARROS ANODICOS
 A. Videgain Rev.: A 29-jun-2001

A.2.- PROCESO DE PRECIPITACION ACIDA DEL ANTIMONIO :

El licor lixivado almacenado en el estanque EA-1, se retorna al estanque EL-1, el que ahora opera como estanque de precipitación. De acuerdo a los tiempos de proceso estimados para el proceso de lixiviación alcalino y separación sólido/líquido en el filtro F-1 (en total, unas 3 horas), se considera que el líquido llega al EL-1 a una temperatura cercana a la ambiente (25°C). La precipitación se realiza agitando por unos 45 minutos, y luego se procede a realizar una separación sólido líquido en el filtro F-1, adecuado esta vez para la separación del precipitado de sulfuro de antimonio.

La solución de proceso al saturarse y enfriarse va generando cristales de Sb. La solución sin cristales de Sb, se recircula previa adición de sulfuros de sodio. Cada cierto número de ciclos la solución se acidifica con HCl.

La solución ácida y sin antimonio, pero con arsénico en solución, va a la unidad de tratamiento de riles de la refinería.

El producto sólido (sulfuro de antimonio), va a almacenamiento.

Este proceso toma en total cerca de 3 horas.

Realizadas las operaciones anteriormente descritas, se procede a deselenizar el residuo sólido de la lixiviación alcalina, que sale del Filtro F-1.

B.- ETAPA DE DESELENIZACION

B.1.- PROCESO DE TOSTACIÓN SULFATANTE

La secuencia de purificación del barro anódico continua con el proceso de tostación del barro anódico desantimonizado que se retira del Filtro F-1:

Este material, sólido se somete a una tostación oxidante en el horno de tostación H -1. Este es un horno vertical, de calentamiento indirecto, donde se realiza una tostación sulfatante. El proceso es batch y se realiza a unos 600 °C.

El material sólido se pesa y luego se introduce al horno H-1, a continuación se cierra y se encienden las resistencias eléctricas, comenzando el proceso de calentamiento, el que toma alrededor de 10 horas.

La tostación se mantiene a 600 °C durante unas 18 horas, después de lo cual se deja enfriar el horno, y posteriormente, se retira el contenido que corresponde al barro anódico deselenizado, desantimonizado y desarsenificado, que queda en condiciones de ir al proceso de recuperación de los metales preciosos.

Los gases que salen del horno durante las 28 horas que dura el proceso van al proceso de absorción en agua para generar ácido selenio metálico.

B.2.- PROCESO DE ABSORCION DE LOS GASES DE DIOXIDO DE SELENIO :

Como se dijo antes, el flujo de gases producto de la tostación oxidante, y compuesto principalmente por dióxido de selenio (SeO_2) y oxígeno en exceso, junto con pequeñas cantidades de otros óxidos, pasa a través del venturi scrubber VS-1, donde el agua absorbe el dióxido de selenio y retiene además, el pequeño porcentaje de partículas sólidas que pudieran ser arrastradas por la corriente gaseosa. La corriente de gases sin selenio, principalmente compuesta de oxígeno en exceso, se descarga a la atmósfera.

La solución acuosa de ácido selenioso, va siendo acumulada en el estanque de almacenamiento EA-2, desde donde se la descarga periódicamente a la sección de obtención de selenio metálico puro.

1.- CAPACIDAD DE LA PLANTA

De acuerdo con la disponibilidad de materia prima para realizar las pruebas piloto (barro anódico), se ha calculado utilizar para cada prueba una cantidad entre 50 y 100 kg. de barro anódico.

De acuerdo a este criterio, y considerando que los equipos deben tener una capacidad de diseño algo mayor al extremo superior del rango, se dimensionará los equipos de la planta piloto para una capacidad de tratamiento de 125 kg. de barros anódicos por batch.

3.- DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

3.1.- ESTANQUE DE LIXIVIACION EL-1

- Función :
Permitir la lixiviación alcalina a 90°C del barro anódico con sulfuro de sodio en solución.

- Forma :
Estanque cilíndrico con fondo semi esférico.

- Volumen :
La razón sólido/líquido en peso será de 1/5, de acuerdo a resultados experimentales.
Por tanto, considerando una cantidad de 125 kilos de barras anódicos se tendrá una cantidad de masa reactante de $5 \times 125 = 625$

Considerando una densidad del barro anódico de 2,4 gr/cm³, se tiene que los 125 kilos de barro anódicos ocupan un volumen de : 52 lts.

Se agregarán 8,33 kg de Na₂S y se llena la mezcla hasta 500 kg. con 491,67 kg. de H₂O.

Entonces el volumen que ocupa la solución de sulfuro de sodio es : 500 lts. aproximadamente.

El volumen total de mezcla a lixiviar es :

$$V_t = 500 + 55 = 555 \text{ lts.}$$

Se selecciona un estanque de 1 m³ de volumen total, considerando que por efectos de la agitación debe dejarse en la parte superior una altura de 30 cm. libres.

➤ Dimensiones :

Diámetro : 1 m.

Altura : 1.12 m.

Fondo : casquete esférico con radio 24 cm.

➤ Material :

Fibra de vidrio reforzada.

BIBLIOTECA CORFO

➤ Accesorios :

Un agitador de turbina, con diámetro del motor de 46 cm. accionado por motor eléctrico trifásico de 1,5 HP, con caja reductora para girar a 180 rpm.

➤ Balance Térmico en el EL-1 :

La lixiviación se realiza a 90°C. Por tanto, debe llevarse los reactantes a esa temperatura y luego mantenerlos en ese nivel térmico durante una hora.

Suponiendo que los reactantes están a 15 °C, se tiene el siguiente balance térmico :

- i.- Calor requerido para llevar el agua desde 15 °C, hasta 90 °C :

$$Q_1 = 500 \times 1 \times 75 = 37500 \text{ kcal.}$$

- ii.- Calor requerido para elevar la temperatura del sulfuro de sodio desde 15 °C hasta 90 °C.

$$Q_2 = 120 \times 0,5 \times 75 = 4500 \text{ kcal.}$$

Calor requerido para llevar la solución de Na₂S hasta 90 °C.

$$Q_t = 42000 \text{ kcal.}$$

Si consideramos que se calentará la solución en 1 hora, se requieren 42000 kcal/hr. Además, se requiere calor para calentar el barro anódico desde 15 hasta 90°C, suponiendo se agrega una vez la de lixiviación está ya a 90 °C.

Este calor equivale a : $Q_3 = 125 \times 0,3 \times 75 = 2813 \text{ kcal. (16.880 kcal/hr)}$.

Si consideramos que se pierde aproximadamente un 20% del calor requerido para llevar la solución de Na₂S hasta 90 °C durante la hora de duración de la lixiviación, se tiene que debe proporcionarse 8400 kcal durante la hora de lixiviación.

En resumen, se tiene :

- a.- Calor para calentar la solución de sulfuro de sodio : (en una hora)
 $Q_a = 42.000 \text{ kcal/hr.}$
- b.- Calor para calentar el barro anódico $Q_b = 16.880 \text{ Kcal/h.}$
- c.- Calor para mantener la solución a 90°C durante 1
 $Q_c = 8.400 \text{ Kcal/hr.}$

De lo anterior se puede calcular el siguiente consumo de vapor de calentamiento (considerando una eficiencia en la transmisión de calor del 75%) :

- 1.- Para llevar los reactantes a 90°C :
 $Mv_1 = 42000/550 \times 0,75 = 102 \text{ kg.}$
- 2.- Para calentar el barro anódico : (en 10 minutos)
 $Mv_2 = 16880/550 \times 0,75 = 41 \text{ kg.}$
- 3.- Vapor para mantener durante 1 hora la mezcla a 90°C :
 $Mv_3 = 8400/550 \times 0,75 = 20.4 \text{ kg.}$

Total Vapor : 163.4 kg/batch (1batch = 2 hr. 10 min.)

- Dimensionamiento serpentín calefactor :

El flujo máximo de calor a transferir es de 42.000 kcal/hr. Se dimensionará el serpentín para un flujo de 52.500 kcal/hr.

Se considera un coeficiente global de transferencia U de 1000 kcal/hr x m² °C.
La diferencia media de temperatura es : 60 °C. Luego el área del serpentín requerido debe ser :

$$A = 52.500/60 \times 1000 = 0.875 \text{ m}^2.$$

Se requieren 12 m. de tubo de 1,5" de diámetro.

3.2.- FILTRO VACIO F-1 :

- Función :
Separar el licor lixiviado del residuo sólido insoluble en el sulfuro de sodio .

- Tipo :
Filtro vacío

- Capacidad :
Para filtrar 555 lts./de mezcla con razón sólido líquido = 1/5, a 90 °C, en 45 minutos.

- Selección :
Filtro de vacío.

- Accesorios :
Bomba para vacío (20 – 30 mm kg.) con motor de 3 (km)

3.3.- ESTANQUE ALMACENAMIENTO LICOR LIXIVIADO EA-1 :

- Función :
Almacenar el licor lixiviado una vez filtrado en el filtro vacío F-1.

- Forma :
Estanque rectangular.

- Volumen :
El estanque debe ser capaz de almacenar el líquido lixiviado filtrando. Es es, alrededor de 500 lts. Agregando agua de lavado del queque (250 lts. aproximadamente) se determina un volumen mínimo de 800 lts. útil.
Se selecciona un estanque de 1,5 m³ de capacidad.

3.4.- HORNO DE TOSTACION OXIDANTE H-1

- a.- Función :

Permitir la sulfatación de los compuestos complejos de selenio presentes en el residuo sólido de la lixiviación para generar una corriente gaseosa de SeO₂ y SO₂, los cuales son mezclados en venturi con agua para producir selenio metálico.

- b.- Tipo :

De acuerdo a los antecedentes de otras instalaciones de tostación similares se utilizan los hornos eléctricos de calentamiento indirecto, de operación batch.

c.- Dimensionamiento :

Por cada batch, se cargarán al horno cerca de 125 kg. de residuo húmedo de la lixiviación.

De la literatura técnica, para los hornos, se considera que el volumen del sólido no debe ser superior al 50% del volumen total del cilindro rotatorio.

En este caso, con objeto de aprovechar al máximo el volumen del horno, se toma un valor, del 40% del volumen total. Por lo tanto :

$$\text{Volumen Total Horno} = (125 / (2,4 \times \text{OH})) = 130 \text{ lts.}$$

$$\text{El volumen de la cámara es : } V_c = L^3$$

Luego :

$$V_c = L^3 = 130 \text{ (lts)}$$

$$\begin{aligned} \text{Considerando una holgura del 30\%, se tiene : } L^3 &= 130 \times 1,3 \\ &= 169 \text{ lts.} \end{aligned}$$

$$\text{Luego : } L^2 \cdot 5,5 \text{ dm} = 55 \text{ cm.}$$

d.- Balance Térmico en el horno :

Considerando una masa de residuo sólido de 125 kg. y asumiendo un calor específico de 0,3 kcal/kg °C, y una temperatura inicial de 15 °C para el sólido, y final de 750 °C, se tiene el siguiente balance térmico en el horno cifras aproximadas :

Base de Cálculo : 1 batch de 125 kg. de sólido.

a.- Calor necesario para elevar la temperatura del sólido desde 15°C hasta 600°C :

$$Q_1 = m \times c_p \cdot \Delta T = 125 \times 0,3 \times 5855 = 21938 \text{ kcal/hr.}$$

b.- Calor necesario para calentar el horno desde 15°C hasta 600°C :

$$Q_2 = m_h \times C_{ph} \times \Delta T = 1200 \times 0,5 \times 585 = 351.000 \text{ kcal/hr}$$

Total calor necesario para llevar el sólido y el horno a 600 °C :

$$Q_r = 372.938 \text{ kcal/hr.}$$

Como el proceso de tostación dura 28 horas y considerando que se pierde un 50% del calor total en las 28 horas, se tiene :

$$\text{Calor perdido} = 372.938 \times 0.5 = 186.469 \text{ kcal}$$

Total Calor necesario :

$$Q = 559.407 \text{ kcal.}$$

Tomando en cuenta que 1 kcal = 4,17 K Joule, se debe proveer una energía equivalente a 2.332 (Mjoule) en el proceso de tostación.

Considerando la energía por hora se obtiene : 83 Mjoule/hr. = (kw)

e.- Especificación :
Horno eléctrico, de forma cúbica de 90 cm. de lado (exterior) de acero, con forro interior de refractarios.

f.- Accesorios :

i.- Circuitos de Calentamiento.

ii.- Venturi Scrubber VS-1 :

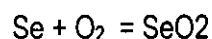
Se requiere un venturi-scrubber para retener posibles partículas de sólido arrastradas por los gases que salen del horno y además, se aprovecha este venturi scrubber para formar el ácido selenioso y separar el oxígeno en exceso del selenio.

De acuerdo a información de la literatura técnica, un venturi scrubber para este tipo de flujos debe ser de tamaño pequeño.

g).- Consumo de oxígeno H_2SO_4 :

En el caso de utilizar tostación oxidante, como el contenido de selenio es del 8,34%, en los 125 kg. de sólido hay 10,43 kg. de selenio.

La reacción fundamental es :



El consumo estequiométrico de O_2 es : 4,23 kg O_2 /batch.

Se considera un exceso del 300%.

El consumo total es : 17 kg. O₂/batch. $\left\{0,136 \frac{\text{kg O}_2}{\text{Kg B.A.}}\right\} \left\{1,63 \frac{\text{kg O}_2}{\text{kg Se}}\right\}$

La cifra anterior equivale a : 12 m³ de O₂ (CN)/batch.

Como en este caso se utiliza un horno de tostación sulfatante, se consume H₂SO₄ de acuerdo a $\text{Se} + 2\text{H}_2\text{SO}_4 \rightarrow \text{SeO}_2 + \text{H}_2\text{O} + 2\text{SO}_2$.

El consumo total de ácido es 2 kg batch.

3.3.- ESTANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ÁCIDO SELENIOSO EA-2.

- Función :
Almacenar la solución de ácido selenioso proveniente del venturi scrubber VS-1.

- Forma :
Estanque cilíndrico vertical, fondo cónico.

- Volumen :
Se calcula para almacenar el líquido equivalente a absorción del selenio contenido en un batch, esto es, alrededor de 11 kg. de selenio. Dadas las razones líquido/gas utilizadas en los venturi-scrubbers, se calcula un volumen del estanque de 2 m³.

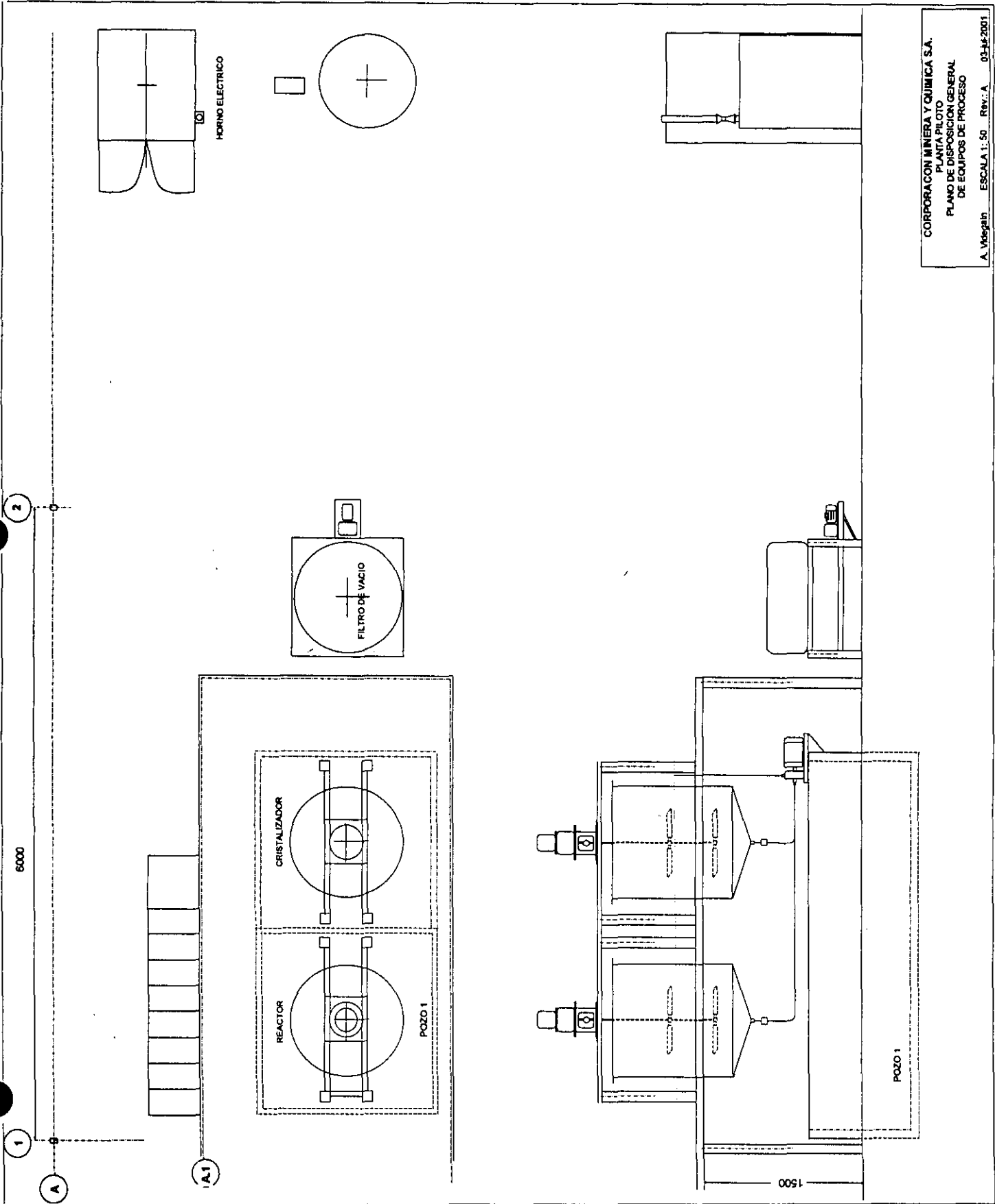
- Dimensiones :
Diámetro : 1,4 m.
Altura : 1,8 m.

- Material :
Acero Carbono

- Accesorios :
Bomba centrífuga B-2, de las siguientes características .
Flujo : 2 m³/hr.
Presión descarga : 2 kg/cm²
Potencia : 0,5 KW
Material : Acero resistente al ácido selenioso.

4.- LAYOUT DE LA PLANTA

De acuerdo a la disponibilidad del espacio y al tamaño y función de los equipos, se construyó el layout de los equipos que se presenta en la Figura 4.



CORPORACION MINERA Y QUIMICA S.A.
 PLANTA PILOTO
 PLANO DE DISPOSICION GENERAL
 DE EQUIPOS DE PROCESO
 A. Weigath ESCALA 1:50 Rev.: A 03-14-2001

CAPITULO IV

PRUEBAS EN PLANTA PILOTO

4.1.- DESCRIPCION DE LAS INSTALACIONES.

Las instalaciones empleadas en la realización de las pruebas a escala piloto corresponden a las mostradas en la Figura 4.1.1 y 4.1.2 (Horno eléctrico de tostación) donde se mantiene la siguiente secuencia de proceso.

Etapa 1 : Desantimonización por lixiviación alcalina con sulfuro de sodio en solución acuosa.

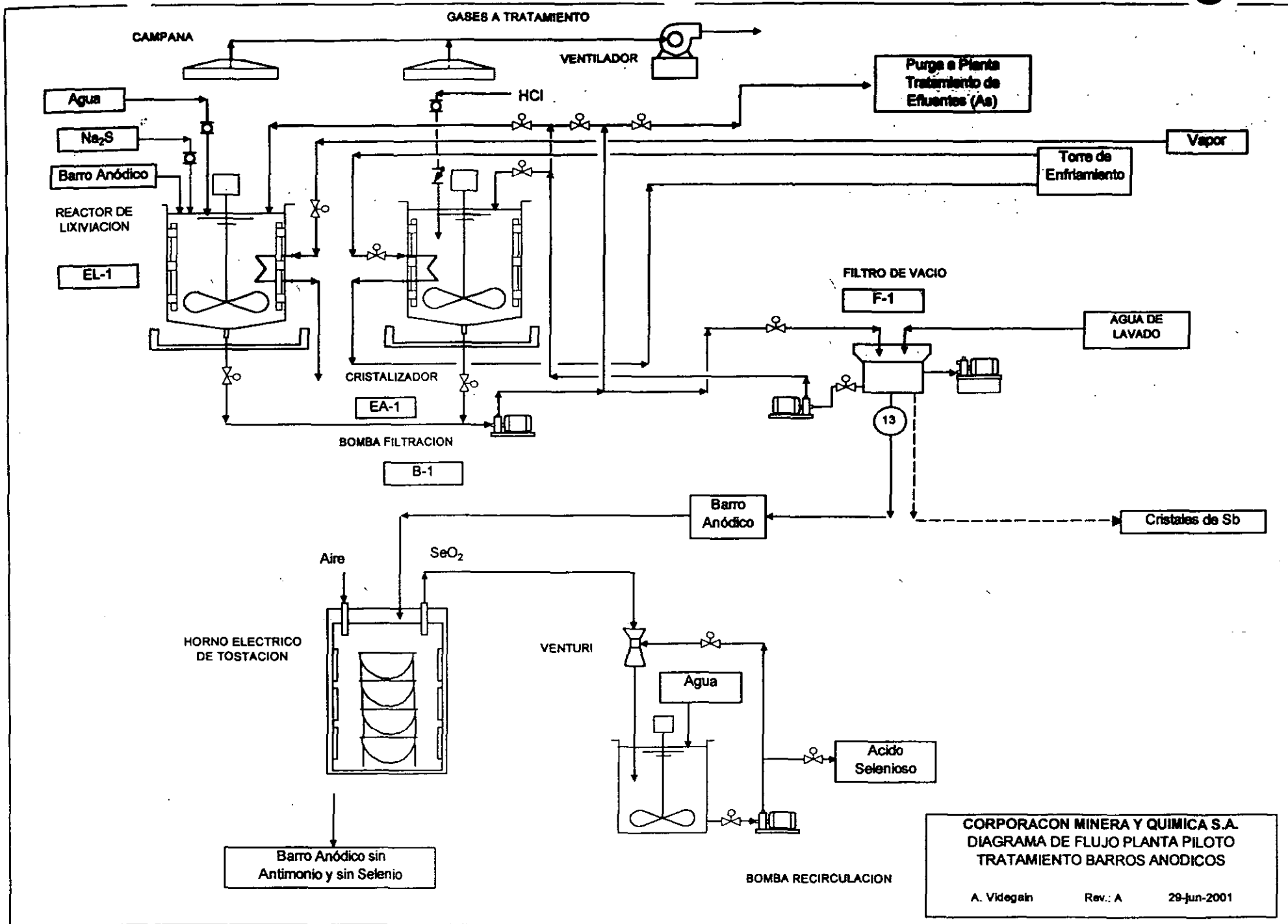
Etapa 2 : Deselenización por tostación o sulfatante del insoluble obtenido en la etapa de lixiviación con Na₂S.

4.2.- LUGAR DE REALIZACION DE LAS PRUEBAS

BIBLIOTECA CORFO

Dado que los equipos de la planta piloto se instalaron en el interior de los terrenos de la Refinería de Cobre de Ventanas de ENAMI, las pruebas se efectuaron en esa ubicación.

Esto se debe a que por el contenido importante de oro y plata de los Barros Anódicos, estos tiene un alto precio, por lo que se optó por realizar las pruebas dentro de la Refinería.



4.3.- PLANIFICACIÓN DE LAS PRUEBAS

Se determinó en base a los resultados experimentales de las pruebas de laboratorio, que se realizarían 4 pruebas piloto de lixiviación, y una prueba de tostación sulfatante.

Dichas pruebas numeradas de la N°1 a la N°4 se realizaron durante los meses de Noviembre y Diciembre del año pasado y Marzo y Abril del año en curso, y permitieron observar a tamaño de macro escala el comportamiento de las variables en estudio.

Lixiviación : Porcentaje de antimonio que pasa a solución.

Tostación : Porcentaje de selenio como obtenido a partir del barro anódico sin antimonio.

4.4.- DESARROLLO DE LAS PRUEBAS PILOTO

4.4.1.- Caracterización Barros Anódicos Codelco

Tambores	2	3	8	10
Cu : %	1.13	1.15	1.20	1.15
Au : %	2.30	2.38	2.34	2.40
Ag : %	316.57	323.12	325.88	321.26
Se : %	15.40	17.80	15.33	16.45
As : %	1.25	1.21	1.17	1.21
Sb : %	6.48	6.47	6.35	6.51
Pb : %	8.74	8.48	8.46	8.43

4.4.2.- Descripción Pruebas de Lixiviación Alcalina

Preparación Proceso Lixiviación :

Se uso un reactor de 650 lts. de capacidad útil con camisa de vapor y agitado :

Se cargó con :

Agua	500 kg.	
Sulf. Sodico	128 kg.	(65%)
B. Anódicos Codelco	100 kg.	

t° = 95 °C.

PROCESO DE MUESTREO :

1ª Muestra cada 1 hora de proceso.

PH = 10,5

10:45 hrs.

Observación : Problemas con filtración .

Se recomienda hacer análisis de azufre al B.A. y comparar con "5" del BA desantimonizado.

2ª Muestra : 3 Horas de proceso.

PH = 10,3

11:45 hrs.

Observación : Problemas con filtración.

3ª Muestra : 2 horas de proceso

PH = 10,6

12:50 hrs.

Observaciones : Problemas con filtrado.

4ª Muestra : 4 horas de proceso

PH = 10,9

13:00 hrs. ?

Observaciones : Problemas con filtrado.

5ª Muestra : 5 horas de proceso

PH = 10,6

12:50 hrs.

Observaciones : Problemas con filtrado.

Nota : En todos los casos el sólido de BA es muy fino, lo cual indicaría presencia de sulfuros.

Segunda Etapa : Decantación

15:00 hrs. \Rightarrow 8:30 hrs. Del día 17/11/2001 se mantuvo con temperatura de 60 – 70 °C de solución sobrenadante se pasará al estanque decantador o para posterior filtración.

La solución se reutilizará, ajustando el agua y el sulfuro de sodio.

Método Determinación :

Se preparó solución de sulfato de cobre y se adicionó solución de lix. con sulfato de sodio para determinar concentración de sulfato de sodio en solución. Con este dato se apestará la solución de lixiviación.

Las soluciones se analizaron por :

Sb

As

Sulfuro

4.5.- RESULTADOS PRUEBAS DE LIXIVIACION ALCALINA

Se adjunta un resumen de las experiencias piloto realizadas en la Refinería de Ventanas junto a algunos resultados de análisis químicos.

Los análisis químicos corresponden a :

Cinética lixiviación experiencia 1

Electrólito inicial y final experiencia 2

Barros finales de las lixivaciones (excepto experiencia 4).

Concentrado de Sb, como producto de la cristalización final del electrolito. Este concentrado tiene un peso seco de 6,6 k.

EXPERIENCIA 1

16 de Noviembre de 2000

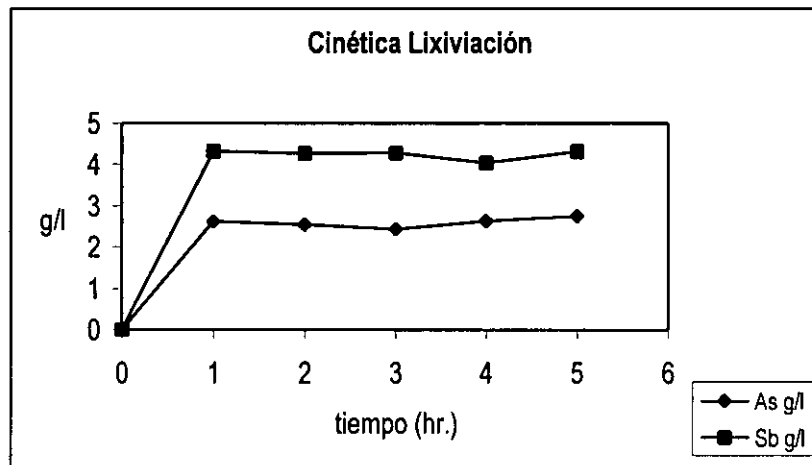
Se lixivian 100 k de barro anódico Codelco Correspondientes al lote 509, tambor número 8 con un 1.17% de As y un 6,35% de Sb, con 500 lt. De una solución de Na₂S, preparada disolviendo 126 kg. de reactivo 60-62 % de pureza en los 500 lt. De solución, de manera de hacerla al 16,5% peso/volumen como Na₂S 100% puro.

Se calienta a 90-95°C durante 5 horas d y con agitación constante, se repone el volumen con agua de manera de mantenerlo constante, y se van tomando muestras cada una hora (1-2-3-4 y 5). Al término de las 5 horas, se detiene la agitación y se deja decantar (con el mínimo de vapor de manera de que no cristalice) hasta el día siguiente.

Se retira el líquido sobrenadante, aún con un color negrusco característico de sulfuros, y el sólido presenta una gran dificultada para ser filtrado (tapa las telas) por lo que deja decantar en un tambor aparte.

Las muestras tomadas se analizan por Sb, As y Na₂S.

tiempo hr	As g/l	Sb g/l	Na2S
0	0	0	
1	2,62	4,32	193,3
2	2,54	4,26	190,3
3	2,44	4,28	191,1
4	2,63	4,04	201,8
5	2,75	4,31	196,7



De los datos obtenidos se desprende que es suficiente un período de lixiviación de una hora. Que la cantidad de sulfuro de sodio permanece constante, analizado como Azufre total y azufre oxidado.

$$500 * 4,31 = 2.155 \text{ g. de Sb.}$$

$$100 * 2155 / (6.35 * 100) = 33,93\% \text{ de extracción Sb al electrólito}$$

EXPERIENCIA 2

17 de Noviembre de 2000

Se analiza electrolito final de lixiviación 1 por Na₂S, (8,72% de Na₂S), y se repone el nivel de sulfuro agregando 82 k. De reactivo sólido.

Se agregan 100 k de tambor N° 2 (6,48% de Sb y 1,25% As).

$$500 * (6.95 - 3.04) / 6.48 * 100 = 30,17 \% \text{ extracción de Sb al electrólito.}$$

(El % de extracción de As, en ambas experiencias es sobre el 100%).

EXPERIENCIA 3

20 de Noviembre de 2000

Se analizó el electrólito final de la experiencia anterior, (11,91% de Na₂S) y se agregan 52 k de sal sólida para reponer original y se agregaron 50 lk del tambor 8 y 50 k del tambor 2.

No se tomó muestra del electrólito

Planta Metales Nobles
Electrólitos "Codelco"

Muestra	As grs/lt	Sb grs/lt	Na2S grs/
1	2.62	4.32	193.3
2	2.54	4.26	190.3
3	2.44	4.28	191.1
4	2.63	4.04	201.8
5	2.75	4.31	196.7
Inicial	2.06	3.04	258.7
Término	5.57	6.95	219.5

Barros Anódicos "Codelco"

Muestra	As %	Sb %	S %	SiO2
1	0.057	4.88	7.20	
2	0.037	1.07	6.95	
3	0.062	6.27	5.40	
5	0.024	1.91	6.91	
6	0.031	2.97	6.77	

Precipitados de Sb

Sb %	As %	S %
19.07	3.92	32.90

EXPERIENCIA 4

21 de Noviembre de 2000

Se disminuye la relación sólido-líquido a 1,3 (y se establece la relación 0,98 * peso de barro seco), como la cantidad de Na₂S al 100% a ocupar, estableciéndose el tiempo total de lixiviación en 3 horas.

Se lixiviación 153 k del tambor 10 y se aumenta la cantidad de sulfuro, agregándose 175 k de sal sólida. Con esta solución, al final de la lixiviación se obtuvo una solución muy densa, fácil de cristalizar e imposible de filtrar.

EXPERIENCIA 5

23 de Noviembre de 2000

Se aumenta la relación sólido líquido, lixiviándose 80 kg. del tambor 3 con la misma solución del término anterior y por 5 horas.

EXPERIENCIA 6

24 de Noviembre de 2000

Idem anterior, ahora con 78 kg del tambor 3.

ANALISIS TIPICO DE SELENIO OBTENIDO A PARTIR DE UNA TOSTACIÓN SULFATANTE.

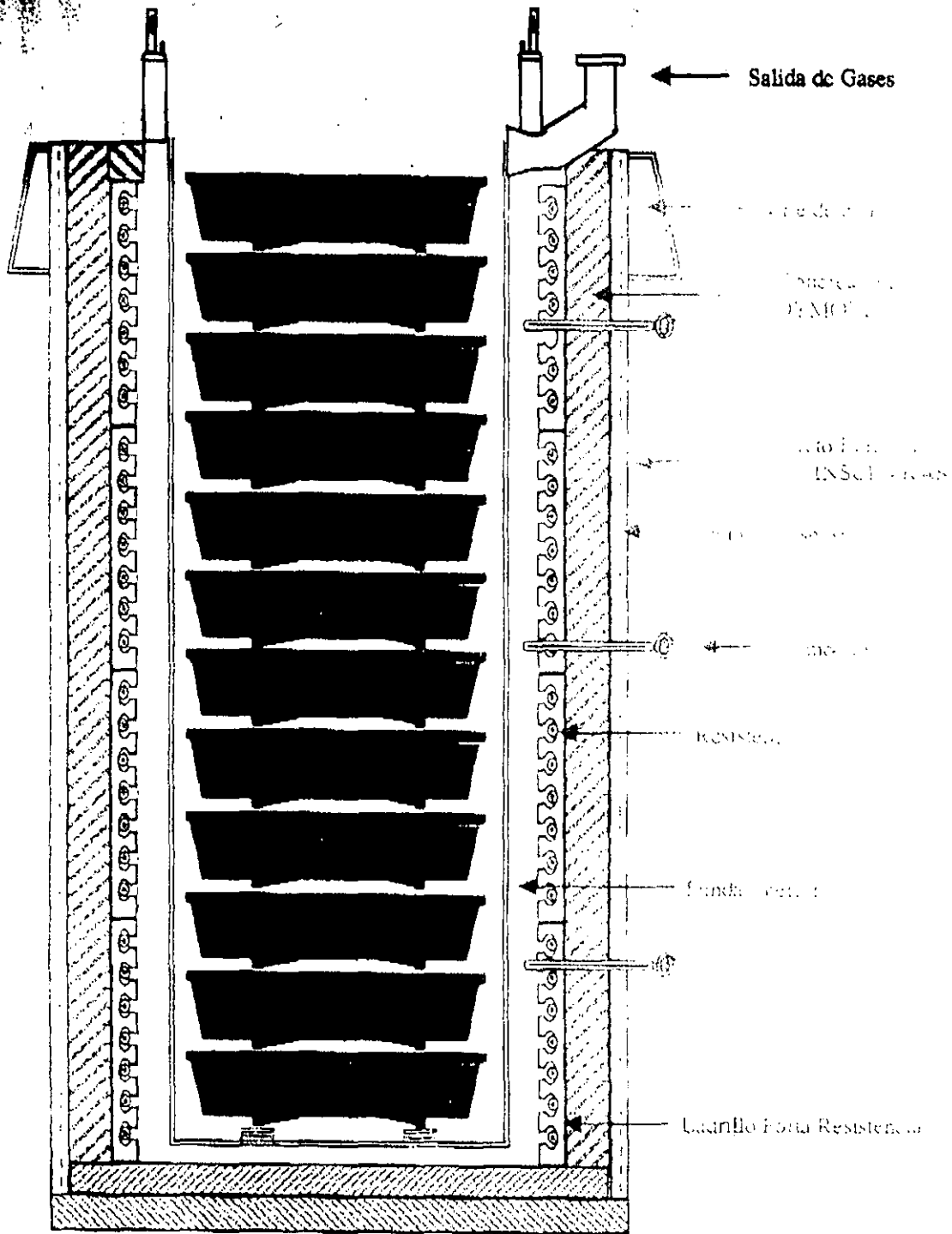
SELENIO

LOTE	Se %	Cu ppm	Fe ppm	As ppm	Sb ppm	Pb ppm	Te ppm	S ppm	Au g/t	Ag g/t	H₂O %	Ni Ppm
234	98.65	126	640	395	125	3890	130	1800	25.5	610	2.66	110

4.4.3.- Descripción Pruebas Tostación Sulfatante

Las pruebas de tostación a nivel de la planta piloto, se realizaron en un horno eléctrico de tostación sulfatante, de tipo horno vertical (figura adjunta).

De acuerdo al comportamiento de este tipo de hornos (ver curva de calentamiento), se tiene que para un tiempo de tostación considerado normal de 28 horas, el porcentaje de recuperación del Selenio esta en el rango 90 – 92%.



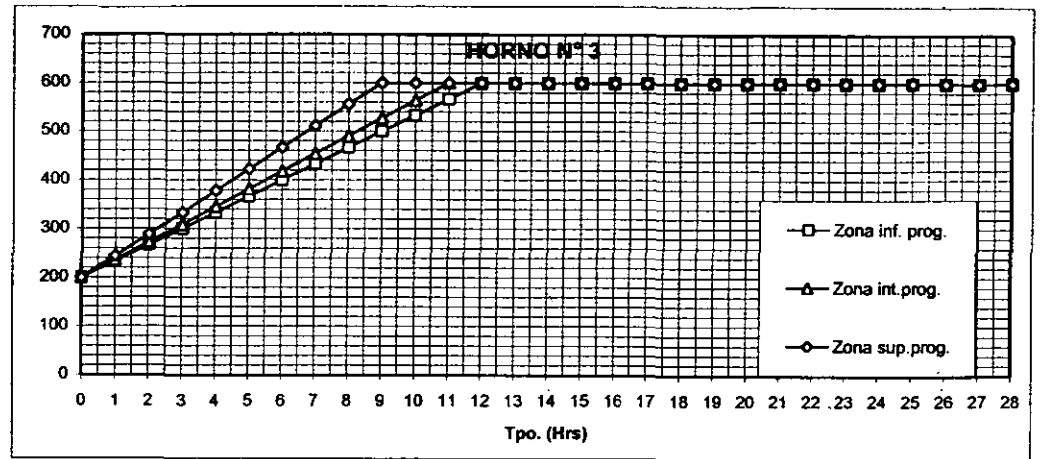
CORTE DE HORNO DE SELENIO ALARGADO

HORNO N° 3

ZONA INFERIOR ZONA INTERMEDIA ZONA SUPERIOR

hora	Zona inf. prog.	Zona inf. real	Zona int. prog.	Zona int. real	Zona sup. prog.	Zona sup. real
0	200		200		200	
1	233		236		244	
2	267		273		289	
3	300		309		333	
4	333		345		378	
5	367		382		422	
6	400		418		467	
7	433		455		511	
8	467		491		556	
9	500		527		600	
10	533		564		600	
11	567		600		600	
12	600		600		600	
13	600		600		600	
14	600		600		600	
15	600		600		600	
16	600		600		600	
17	600		600		600	
18	600		600		600	
19	600		600		600	
20	600		600		600	
21	600		600		600	
22	600		600		600	
23	600		600		600	
24	600		600		600	
25	600		600		600	
26	600		600		600	
27	600		600		600	
28	600		600		600	

CURVAS DE CALENTAMIENTO PROGRAMADAS.



BIBLIOTECA CORFO

4.6.- ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS PRUEBAS PILOTO

El análisis de los resultados se realizan para cada Fase de estudio, es decir :

Fase Desantimonización por Lixiviación Alcalina

Fase Deselenización por Tostación Sulfatante

1.- Fase Desantimonización :

Los resultados de la desantimonización difieren respecto de las pruebas de laboratorio, dado que el rendimiento de la lixiviación alcalina fue menor, es decir la extracción de antimonio no se comportó como en la escala laboratorio. Las causas pueden ser las siguientes :

- Inadecuado sistema de agitación
- Diferente características del material :
 - Características químicas (composición)
 - Características físicas (granulometría)
- Menor temperatura del agente de lixiviación

2.- Fase Tostación :

Los resultados de la tostación no difieren respecto de las pruebas de laboratorio, dado que los rendimientos de la tostación fueron incluso superiores a la escala laboratorio. Las causas pueden ser las siguientes :

- La prueba piloto se realizó con un horno industrial, el cual permite un mejor contacto entre el material y el agente deselenizante.
- El control térmico durante la tostación permitió una mejor deselenización del barro anódico.
- Dada la imposibilidad de intervenir en el sistema productivo de ENAMI, la tostación se realizó durante un mayor número de horas (28 horas) que en la escala laboratorio (aprox. 5 hrs).

Factor que es muy relevante para la eliminación del selenio.

CAPITULO V
ASPECTOS BASICOS DE LA INGENIERIA PRECONCEPTUAL
DE LA PLANTA INDUSTRIAL

1.- CAPACIDAD DE LA PLANTA:

La planta de tamaño industrial tendrá una capacidad para tratar 250 ton/año de barras anódicas de la composición promedio entregada por ENAMI ,y señalada al comienzo del Estudio.

Con el tratamiento de la cantidad anterior de barras anódicas, se producirá n :

- 36000 kg/año de Selenio refinado 99,5%
- 24000 kg/año de Antimonio, en la forma de antimonato de sodio .

2.- UBICACION DE LA PLANTA:

La planta estará ubicada en un sitio anexo a la planta de metales nobles de la refinación de cobre de Ventanas ,de la ENAMI. Esta es la única ubicación dado que no es posible sacar los barras anódicas de los terrenos de la refinación, debido a la cantidad importante de oro y plata presente en los barras.

3.- SECUENCIA DE PROCESO

La secuencia de proceso es la definida a nivel de la planta piloto, esto es :

- Desantimonización

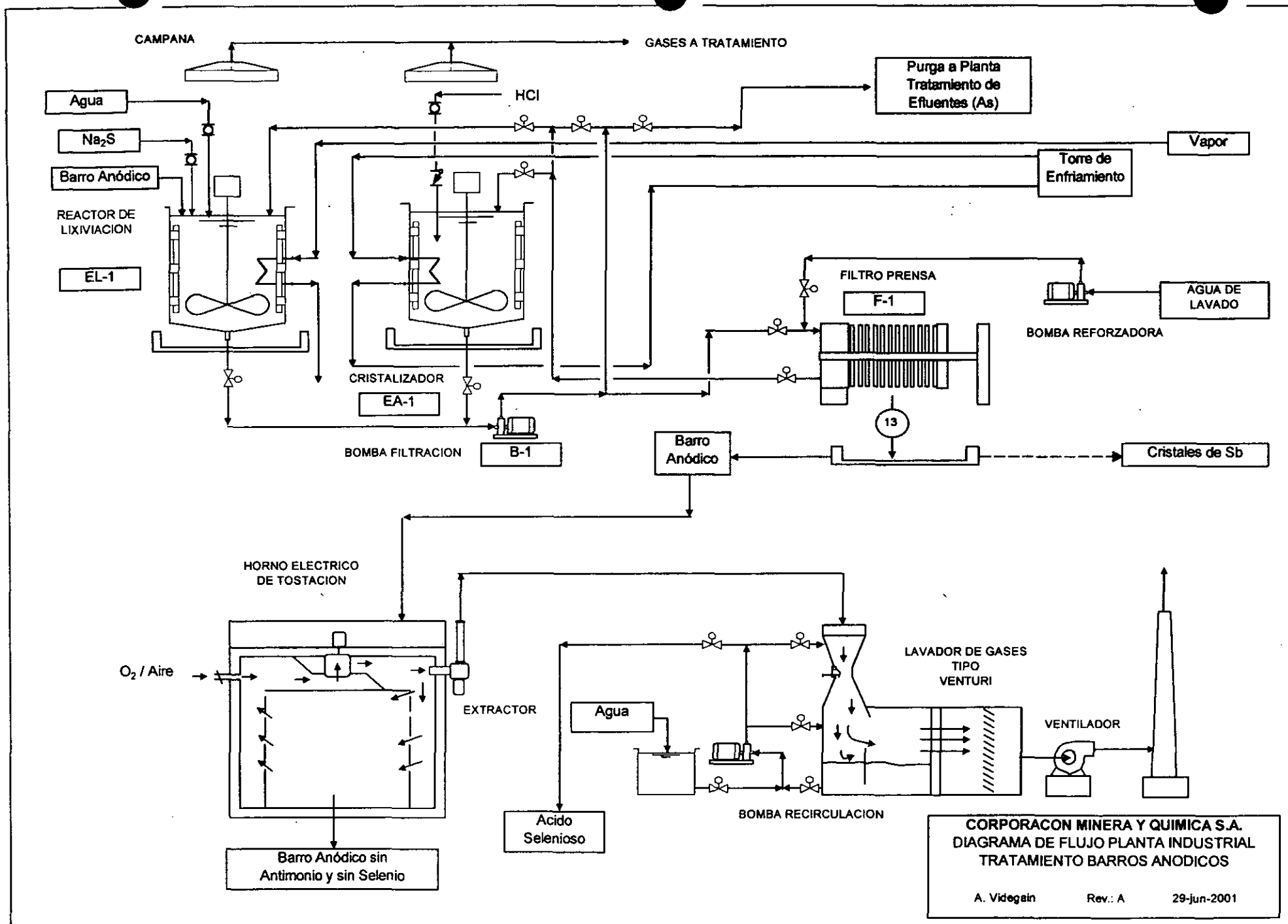
- Deselenización

El diagrama de flujo de la secuencia de proceso se puede ver en la Figura V.3.1 .

La desantimonización se realiza mediante una lixiviación alcalina con sulfuro de sodio, que permite obtener en la fase acuosa el Antimonio (y el Arsénico), quedando el Selenio en la fase sólida .

La fase acuosa se satura con antimonio el que cristaliza por enfriamiento y posteriormente se trata con ácido clorhídrico para precipitar el Antimonio en la forma de antimonatos o sulfuro de antimonio. Esto permite realizar descartes de efluentes con alto contenido de arsénico evitando la coprecipitación con el antimonio.

La fase sólida va a la etapa de tostación oxidante en un horno eléctrico, obteniéndose ácido selenioso, que posteriormente ,se transforma en selenio metálico con SO₂.



4.- ESPECIFICACION PRELIMINAR DE LOS EQUIPOS

Para la capacidad de tratamiento de 250 ton/año de barras anódicas, y de acuerdo al diagrama de flujo del proceso de la figura V.3.1 ,se presenta en el Cuadro V.4.1 el resumen de las características básicas de los equipos más importantes de la planta.

CUADRO V.4.1
CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

NOMBRE EQUIPO	CARACTERISTICAS
REACTOR DE LIXIVIACION EL-1	VOLUMEN: 2,5 m ³ ;ACERO INOX. ACCESORIOS: AGITADOR DE TURBINA CON MOTOREDUCTOR : Y CAMISA
CRISTALIZADOR EA-1	VOLUMEN : 2,5 m ³ ; ACERO INOX. ACCESORIOS:AGITADOR DE TURBINA CON MOTOREDUCTOR: Y CAMISA.
HORNO ELECTRICO TOSTACION H-1	VOLUMEN LIBRE: 0,5 m ³ ;ACERO FORRADO CON REFRACTARIOS POTENCIA :200 KW
FILTRO PRENSA F-1	SUPERFICIE: 7,2 m ² ;PLACAS DE PP; ESTRUCTURA ACERO CORRIENTE NUMERO DE PLACAS: 20 DE 0.6x0.6 m ² C/U .
LAVADOR DE GASES LG-1	TIPO VENTURI: ACERO INOX. CAPACIDAD: 250 m ³ /hr ACCESORIOS: VENTILADOR CON MOTOR DE 7,5 KW .

ESTANQUE ALMACENAMIENTO EA-2 : VOLUMEN: 3 m³; ACERO CORRIENTE
DE AGUA

ESTANQUE ALMACEN DE EA-3 : VOLUMEN: 3 m³ :
ACIDO SELENIOSO FIBRA REFORZADA

BOMBAS B-1;B-2;B-3 : BOMBAS CENTRIFUGAS :
B-1 :SS
B-2 y 3 :ACERO CORRIENTE.
POTENCIA: 2,5 HP c/u.

5.- MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS

5.1.- CARACTERIZACION DE LAS MATERIAS PRIMAS Y LOS SERVICIOS:

La planta utiliza en su proceso el barro anódico subproducto de la refinería de cobre de ENAMI de Ventanas, V Región, y que se caracterizó en el Capítulo I, con un contenido promedio de 7,88% de Antimonio y 8,34% de Selenio.

En el caso de variar la composición del barro anódico, será necesario recalcular los balances de materia y energía, así como la especificación de los equipos.

En el caso de utilizar barro anódico de la refinería Chuquicamata de CODELCO, cuyo contenido promedio de Antimonio es de 6,45% y de Selenio de 16,3 %, sera necesario emplear menos sulfuro de sodio y más oxígeno.

Los barros anódicos que entran a la planta, son tratados y salen de la planta desantimonizados y deselenizados.

Los insumos más importantes, además del barro anódico, son reactivos químicos: Sulfuro de sodio y HCl.

- Sulfuro de sodio: Na_2S :

Es un químico bastante utilizado en la industria minera. Es un producto sólido, que puede ser manipulado sin precauciones especiales, y que puede ser disuelto con relativa facilidad en agua.

En el mercado su precio se encuentra en un rango 600- 650 US\$/ton. Es un producto de importación .

- Acido clorhídrico :

Es un reactivo de fácil disponibilidad en el mercado interno, pues es producido internamente en solución acuosa de concentración 30% peso. Su precio se encuentra en un rango 250 –300 US\$/ton (base 100%).

Se utiliza en el proceso de precipitación del Antimonio desde la solución de antimonato alcalina, por acidificación a concentración del ácido 0,3 Molar.

- Oxígeno:

El Oxígeno se emplea en la etapa de tostación oxidante para obtener el compuesto SeO_2 que con el agua conforma el ácido selenioso. Este insumo es provisto por una planta de Oxígeno de ENAMI ,a un precio de 30 US\$ la tonelada.

- Otros insumos:

Para obtener el Selenio metálico refinado ,es necesario reducir el ácido selenioso con SO_2 .

Con relación a los servicios, el proceso requiere vapor y electricidad.

- Vapor:

Se requiere para calentar la mezcla que se va a lixiviar. Es provisto por ENAMI a un precio de 10 US\$/ton.

- **Electricidad:**
Se requiere para el horno de tostación eléctrico.
Este servicio es suministrado por ENAMI a un precio de 0,04 US\$/KWH

- **Otros servicios:**
Se ocupan cantidades pequeñas de agua de proceso (1-2 m³/día) ;y agua en enfriamiento (la cantidad de agua de reposición no supera 1 m³/día).
Por ser cantidades marginales frente al resto de los servicios, su incidencia será considerada secundaria.

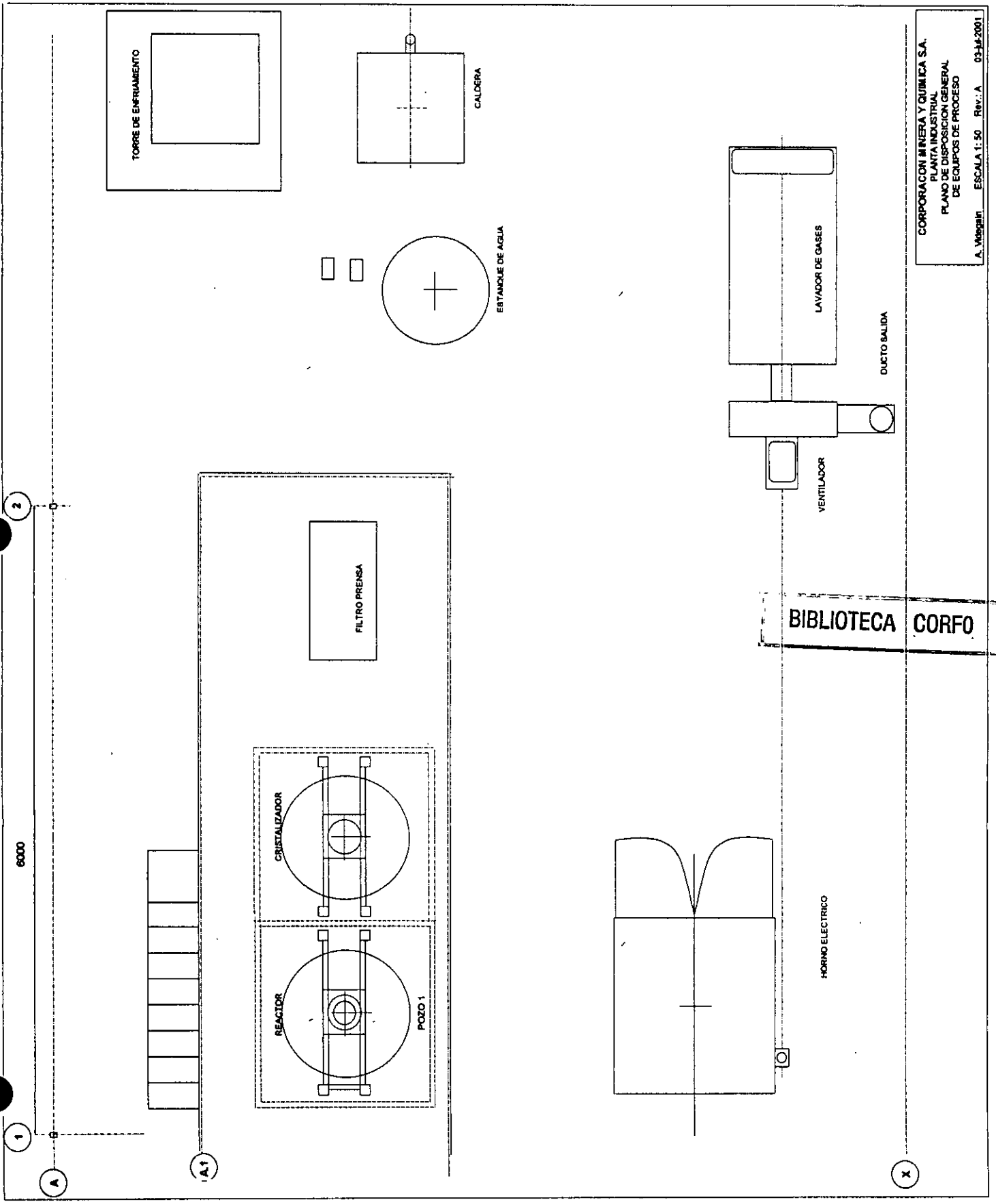
5.2.- CONSUMOS UNITARIOS:

De acuerdo a los antecedentes de proceso, se pueden determinar los siguientes consumos unitarios, referidos a la producción de 1 kg. de Selenio refinado (unidades/kg Se):

- Materias primas	:	
- Barro anódico (kg)	:	12
- Sulfuro de sodio (kg)	:	0,8
- Acido clorhídrico(kg)	:	0,2
(base 100%)		
- Oxígeno (kg)	:	1,7
- Servicios	:	
- Vapor (kg)	:	16
- Electricidad (KWH)	:	38,5

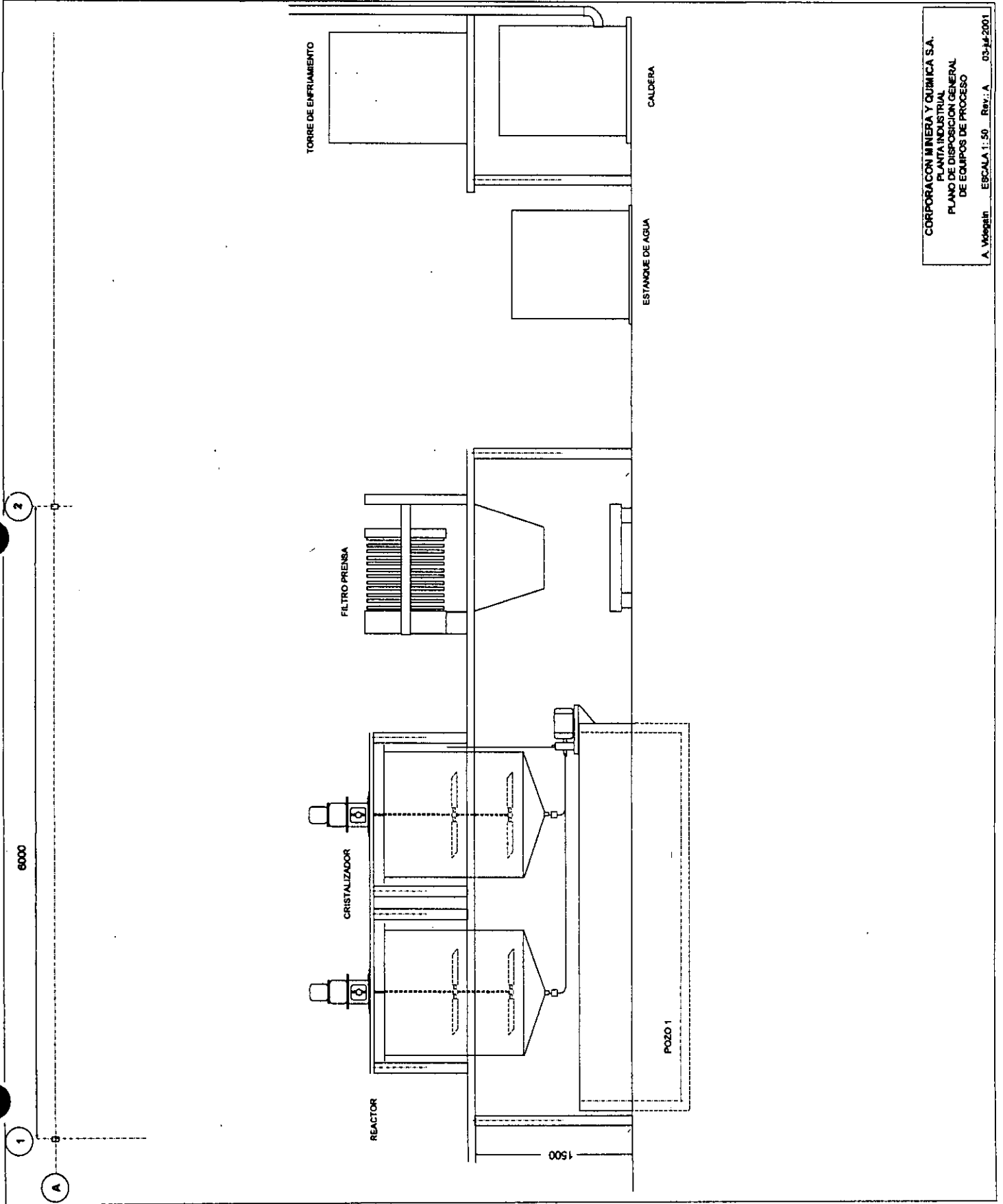
5.6.- PLANO DE DISPOSICION GENERAL EQUIPOS

Las Figuras V.6.1 a y b, ilustran la disposición general de los equipos de la planta industrial.



CORPORACION MINERA Y QUIMICA S.A.
 PLANTA INDUSTRIAL
 PLANO DE DISPOSICION GENERAL
 DE EQUIPOS DE PROCESO
 A. Vergara ESCALA 1:50 Rev.: A 03-Jul-2001

BIBLIOTECA CORFO



CORPORACION MINERA Y QUIMICA S.A.
 PLANTA INDUSTRIAL
 PLANO DE DISPOSICION GENERAL
 DE EQUIPOS DE PROCESO
 A. Vespeth EBCALA 1:50 Rev.:A 03-J4-2001

CAPITULO VI

EVALUACION ECONOMICA DE UNA PLANTA DE TAMAÑO INDUSTRIAL

1.- INTRODUCCION

En este capítulo se deberá realizar la Evaluación Económica del Proyecto, correspondiente a una planta destinada a la desantimonización y deselenización de barras anódicas de refineries de cobre, de tamaño industrial.

La evaluación económica se realizará desde la perspectiva de un inversionista privado, determinándose indicadores que midan la mayor o menor rentabilidad del proyecto.

Los principales indicadores utilizados en la medición de cuán conveniente es la realización de un proyecto, son los siguientes:

i) - Beneficio Neto Actualizado (BNA) o Valor Actualizado Neto (VAN) :

Es el valor actualizado de los flujos de caja netos.

$$BNA = \sum_{t=1}^T FCNt / (1 + i)^t$$

Donde FCNt = Flujo de caja neto del año t

i = tasa de actualización de los flujos monetarios

T = Número total de años del Proyecto.

A partir del valor del BNA se puede calcular la rentabilidad media del proyecto rme como el cociente entre el BNA y la Inversión inicial total.

ii)- Tasa Interna de Retorno (TIR) :

Es aquella tasa de interés que hace el Beneficio Neto Actualizado igual a cero. Por definición :

TIR = i_0 tal que:

$$\sum_{t=1}^T FCN_t / (1 + i_0)^t = 0$$

Este criterio se utiliza cuando la tasa de actualización es incierta o variable en el tiempo.

El criterio de selección es realizar el proyecto o proyectos cuya tasa interna de retorno sea superior a un valor dado dentro del mercado, generalmente, mayor al 12%

iii) - Tiempo de Recuperación del Capital (TRC) :

Para un Proyecto específico, los resultados de la inversión, se valoran durante un plazo que es incierto, o variable, o que cubre fechas distantes, donde las variables se hacen impredecibles. Luego, al variar el horizonte temporal, se obtienen variaciones del Beneficio Neto Actualizado total. Se define el tiempo de recuperación del capital como el número de años tal que hace el BNA igual a cero.

Entonces :

TRC = número de años tal que:

$$\text{BNA} = \sum_{t=1}^{\text{TRC}} \text{FCNt} / (1+i)^t = 0$$

Se considera que el Proyecto en análisis es más conveniente de ejecutar cuanto menor sea el tiempo de recuperación del capital.

2.- BASES DE LA EVALUACION

A continuación, se establecen las bases para la Evaluación del Proyecto en análisis.

2.1.- Capacidad de la planta :

La capacidad de las instalaciones será la siguiente:

a) Selenio refinado :

Se podrá producir alrededor de 36 000 kg/año de selenio refinado (99,5%).

b) Antimonio:

El proceso será capaz de producir cerca de 24 000 kg/año de un compuesto de antimonio (antimonato de sodio)

2.2.- Precio de Venta de los Productos

El precio de venta de los dos productos que se utilizara en la Evaluación, son los siguientes:

- Selenio refinado	:	7,5 US\$/kg
- Antimonato de sodio	:	1 US\$/kg

2.3.- Programa de Producción :

Se considera el siguiente programa de producción:

Año 1 :	60% capacidad nominal
Año 2 :	80% capacidad nominal
Año 3 :	100% capacidad nominal

2.4.- Plazo total de Duración del Proyecto:

Se considerará un plazo total de 11 años, de los cuales 10 serán de operación y uno de construcción y puesta en marcha.

2.5.- Tasa de Actualización de los Flujos Monetarios (i)

Se utilizará una tasa de actualización del 12% .

2.6.- Depreciación

Se deprecia el costo físico de la planta linealmente a 10 años.

2.7.- Valor Residual

Dada la característica del proceso, que opera con materiales altamente corrosivos, existe un desgaste acelerado de los equipos y maquinas, por lo cual se asume que prácticamente no existe un valor residual al término del período de operación de la planta.

2.8.- Financiamiento de la Inversión:

Se considera que la inversión inicial será financiada con capital propio.

2.9.- Mano de Abra Directa:

Se considera que la planta operará a un turno de 8 horas, empleando una mano de obra adicional de 3 operadores. El costo para la empresa será de 500 US\$/mes x operador .

2.10.- Gastos de Comercialización:

Se considera que se incurrirá en un gasto para poder comercializar los productos (aduana, embalaje, flete). Estos gasto se valorizan en 250 US\$/ton. de producto .

2.11.- Impuesto a las Utilidades:

Se considera que la tasa de impuesto a las utilidades es del 15 %.

2.12.- Para este Proyecto, se calcula el Indicador Beneficio Neto Actualizado (BNA)

2.13.- Tipo de Evaluación :

Privada, a nivel de perfil, con incertidumbre de aproximadamente + 30% ,- 10% .

3.- DESARROLLO DE LA EVALUACION

3.1.- DETERMINACION DE LA INVERSION FIJA :

La inversión fija comprende los ítems:

- Costo físico de la planta
- Ingeniería
- Gastos de pre- producción
- Gastos de puesta en marcha
- Imprevistos

3.1.1.- Costo Físico de la Planta:

Comprende los siguientes ítems:

- Costo de los equipos y maquinarias
- Costo de las obras civiles
- Costo del montaje
- Costo de las cañerías
- Costo de la instrumentación
- Costo de la instalación eléctrica
- Costo de la pintura y terminaciones

a) Costo de los equipos y maquinarias:

Para la determinación del costo de los equipos y maquinarias se empleará el diagrama de flujo del proceso industrial y según el método abreviado mencionado en la referencia señalada anteriormente.

El listado de los equipos principales y su costo obtenido de acuerdo al criterio antes indicado se resume en el Cuadro 3.1.1

CUADRO 3.1.1
RESUMEN DEL COSTO DE LOS EQUIPOS
CIFRAS EN KUS\$ (Junio de 2001)

EQUIPO	COSTO (KUS\$)
REACTOR DE LIXIVIACION EL-1	5
CRISTALIZADOR EA-1	5
FILTRO PRENSA F-1	20
HORNO ELECTRICO TOSTACIO H-1	80
LAVADOR DE GASES LG-1	20
VENTILADOR VE-1	5
BOMBAS (*)	6
ESTANQUE ALCEAMIENTO AGUA	1
ESTANQUE ACIDO SELENIOSO	3
TOTAL	140

Nota:

(*) Incluye 3 bombas centrífugas.

- b) Costo de las Obras Civiles :
Se calcula como el 10% del costo de los equipos (ítem a)

- c) Costo del montaje de equipos:
Se calcula como el 10% del valor del ítem equipos .

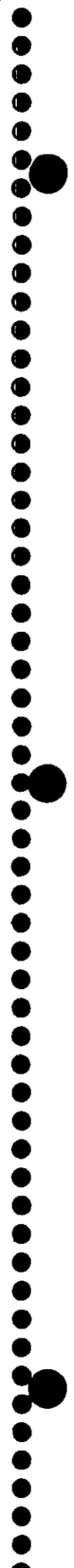
- d) Costo de las cañerías (piping):
Se calcula como un 6 % sobre el valor del ítem de equipos y maquinarias montados en terreno.

- e) Instrumentación:
El costo del ítem Instrumentos se calcula como un 6 % sobre el valor de los equipos y maquinarias montados en terreno.

- f) Costo de las instalaciones eléctricas:
Se calcula como un 6% del valor de los equipos montados en terreno.

- g) Costo de la Pintura y terminaciones:
Se calcula como el 3% del costo del ítem equipos y maquinarias montadas en el terreno.

El valor del costo físico de la planta se resume en el Cuadro 3.1.2.



CUADRO 3.1.2
COSTO FISICO DE LA PLANTA
CIFRAS EN KUS\$

ITEM	COSTO (KUS\$)
EQUIPOS Y MAQUINARIAS	140
OBRAS CIVILES	15
MONTAJE	15
COSTO EQUIPOS MONTADOS EN TERRENO(*)	170
CAÑERIAS	10
INSTRUMENTACION	10
INSTALACION ELECTRICA	10
PINTURA Y TERMINACIONES	5
TOTAL	205

BIBLIOTECA CORFO

Nota:

(*) Corresponde a la suma de los ítems equipos, obras civiles y montaje en el lugar de la planta.

3.1.2.- INGENIERIA

Se calcula como un 10% sobre el costo físico de la planta.

3.1.3.- GASTOS DE PRE-PRODUCCION

Corresponde a los gastos en que es necesario incurrir para financiar los Estudios previos: técnicos y económicos; y de ingeniería previos al inicio de la ejecución del proyecto

De acuerdo a los antecedentes disponibles, se estiman estos gastos en 200 KUS\$

3.1.4.- GASTOS DE PUESTA EN MARCHA

Se calculan como un 7,5% sobre el costo físico de la planta.

3.1.5.- IMPREVISTOS

Se calculan en esta evaluación como un 15% del valor de la suma de los ítems anteriores.

El cuadro 3.1.3 resume las cifras de la inversión fija .

CUADRO 3.1.3
RESUMEN DE LA INVERSION FIJA INICIAL
CIFRAS EN KUS\$ (Junio 2001)

ITEM	COSTO (KUS\$)
1.- COSTO FISICO DE LA PLANTA	205
2.- INGENIERIA	20
3.- GASTOS DE PRE-PRODUCCION	200
4.- GASTOS DE PUESTA EN MARCHA	15
5.- IMPREVISTOS	65
TOTAL	505

3.2.- CAPITAL DE TRABAJO :

De acuerdo con referencia indicada anteriormente, se calcula el valor del Capital de Trabajo como un 10% del valor de la Inversión Fija Inicial.

En este caso, el Capital de trabajo asciende a un valor de:

$$CT = 50 \text{ (KUS\$)}$$

3.3.- COSTOS DE OPERACION

3.3.1.- Costos Variables

Se calculan en base a los costos variables unitarios, referidos a un kg. de selenio refinado producido.

El Cuadro 3.3.1.1 muestra el cálculo de los costos variables unitarios.

CUADRO 3.3.1
COSTOS VARIABLES UNITARIOS

ITEM	UNIDAD (unid/kg)	CONSUMO(*) (US\$/unidad)	COSTO (US\$/kg)	COSTOS VARIABLE
a) REACTIVOS :				
Sulfuro de sodio	kg	0,8 (*)	0,65	0,52
Acido clorhídrico	kg	0,6 (**)	0,3	0,18
Oxígeno	kg	1,7 (***)	0,03	0,05
Reactivos para obtención Se				1,5
TOTAL REACTIVOS				2,25
b) SERVICIOS:				
Energía eléctrica	KWH	38,5 (##)	0,04	1,54
Vapor	kg	16 (&)	0,01	0,16
Otros (&&)				0,1
TOTAL SERVICIOS				1,8
TOTAL COSTO VARIABLE (US\$/kg Selenio fino)				4,05

Notas al cuadro 3.3.1 anterior:

- (*) Cifra calculada con un 25% exceso
- (**) Cifra calculada para solución 0,3 M ,con 10% exceso
- (***) Cifra calculada en base a la estequiometría pero con 300% exceso.
- (#) Se agrega una estimación del costo de reactivos necesarios para la etapa de obtención del selenio a partir del ácido selenioso.
- (##) Cifra correspondiente a un horno de 200 KW
- (&) Vapor para calentamiento de la mezcla sometida a lixiviación.
- (&&) Corresponde a otros servicios de baja incidencia en los costos como ser: agua enfriamiento, agua de reposición de proceso.

Como se producirán 36.000 kg/año de Selenio, los costos variables anuales serán:

COSTOS VARIABLES ANUALES : 145,8 KUS\$

3.3.2.- Costos Fijos

Se contemplan dos ítems en los costos fijos:

- Mano de obra directa
- Mantenimiento

a) Mano de obra directa:

Se emplearán 3 operadores por turno en las nuevas instalaciones, valorizados a US\$ 500 mensuales por cada operador.

Los costos de mano de obra son

COSTOS MANO OBRA ANUALES : 18 KUS\$

b) Mantenimiento :

Se considera un 1,5 % de la inversión fija destinada a mantenimiento de la planta.

COSTO DE MANTENCION : 7,5 KUS\$/año

TOTAL COSTOS FIJOS ANUALES A PLENA CAPACIDAD:25,5 KUS\$

TOTAL COSTOS OPERACION ANUALES: 171,3 KUS\$

3.4.- DEPRECIACION

De acuerdo al criterio definido en las bases de la Evaluación, se depreciará el costo físico de la planta a 10 años en forma lineal:

DEPRECIACION : 20,5 KUS\$/año

3.5.- GASTOS DE COMERCIALIZACION:

Se considera que por cada tonelada de producto que se vende, se deben gastar 250 US\$ en la comercialización, esto es, en embalajes ,cargas, aduanas, etc.

Por tanto, teniendo en cuenta que se producirán 36 ton/año de Selenio refinado y 24 ton/año de compuesto de antimonio equivalente, se tendrá :

GASTOS DE COMERCIALIZACION: 15 KUS\$/año

3.6.- CALENDARIO DE LA INVERSION EN CAPITAL PROPIO

Se asume que toda la inversión se realiza al comienzo del período de construcción de la planta.

3.7.- CALENDARIO DE INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO

Se asume que el capital de trabajo se invierte de acuerdo al factor de planta programa de producción)

Esto es :

60% el primer año :	30 KUS\$
20% el segundo año	10 KUS\$
20% el tercer año	10 KUS\$
TOTAL :	50 KUS\$

El capital de trabajo se considera recuperable en su totalidad al final de la vida útil del proyecto.

4.- RESULTADOS DE LA EVALUACION

Los resultados de la Evaluación se resumen en el Cuadro 4.1.-

Cuadro 4.1
Resultados de la Evaluación Económica de la Planta de Desantimonización y
Deselenización de Barros Anódico a tamaño Industrial
Cifras en KUS\$

Año	Ventas	Costos	Deprec.	Impuest.	Utilidad Neta	Flujo Caja	Inversiones		Flujo Caja Neto
							C.P.	C.T.	
1	--	--	--	--	--	--	-505	--	-505
2	191	111.8	20.5	8.8	70.4	90.9	--	- 30	+60.9
3	255	149	20.5	12.8	93.2	113.7	--	- 10	+103.7
4	318	186	20.5	16.7	115.3	135.8	--	- 10	+125.8
5	318	186	20.5	16.7	115.3	135.8	--	--	+135.8
6	318	186	20.5	16.7	115.3	135.8	--	--	+135.8
7	318	186	20.5	16.7	115.3	135.8	--	--	+135.8
8	318	186	20.5	16.7	115.3	135.8	--	--	+ 135.8
9	318	186	20.5	16.7	115.3	135.8	--	--	+ 135.8
10	318	186	20.5	16.7	115.3	135.8	--	--	+ 135.8
11	318	186	20.5	16.7	115.3	135.8	--	+ 50	+185.8

Nota : Los costos incluyen costos de operación y de comercialización.

Principales Indicadores Económicos :

BNA : Beneficio Neto Actualizado (12%) : 107, KUS\$
TIR : Tasa Interna de Retorno : 16%
TRC : Tiempo Recuperación del Capital (12%) : 9,8 años.

5.- CONCLUSIONES DE LA EVALUACION ECONOMICA

De acuerdo a los resultados indicados en el punto 4 anterior Cuadro 4.1., y los valores de los indicadores económicos, se puede concluir que en las condiciones dadas para la evaluación económica, el Proyecto de instalación una planta industrial para extraer el antimonio y el selenio desde los barros anódicos de refineries de cobre, aparece medianamente rentable.

Los anterior se justifica si consideramos que un BNA de 107 KUS\$ es bajo frente a una Inversión fijo inicial de 505 KUS\$ (sin incluir el Capital de Trabajo), a una tasa de actualización del 12% anual.

La Tasa Interna de Retorno TIR es del 16%, lo que está bajo la tasa usual del 20% de los proyectos considerados atractivos de ejecutar en la industria química.

Finalmente, el Tiempo de Recuperación del Capital TRC es cercano a 10 años, lo que muestra que el Proyecto difícilmente permite la recuperación de la inversión en el período de vida útil de la planta.

Es necesario hacer presente, que el precio de venta del Selenio, principal producto del Proyecto, utilizado en esta Evaluación económica de 7,5 US\$/kg, es el precio más bajo del rango, y corresponde a los periodos en que el mercado mundial del Selenio está deprimido.

Teniendo en cuenta que el Selenio está destinado a ser exportado en su totalidad, y que en condiciones de normalidad del mercado de este producto su precio de venta es mayor, se desprende que al realizar un análisis de sensibilidad del Proyecto al precio de venta del Selenio, los indicadores económicos mostrarán que el Proyecto aparece conveniente de realizar.

CAPITULO VII

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- 1.- LA SECUENCIA DE PROCESO DEFINIDA CONSISTENTE EN UN PROCESO HIDRÓPIRO SE DEMUESTRA QUE ES VIABLE A ESCALA DE LABORATORIO Y DE LA PLANTA PILOTO :**

No obstante, lo anterior en el caso de la lixiviación alcalina con sulfuro de sodio, falta optimizar las condiciones de su realización para adecuarla a las distintas calidades de barros anódicos.

Particularmente influyente en la etapa de separación sólido líquido es el contenido de sílice del barro, la que además influye negativamente en el porcentaje de extracción del antimonio.

2.- DE ACUERDO A LOS RESULTADOS DE LAS PRUEBAS A ESCALA DE PLANTA PILOTO, LA TECNOLOGÍA DE EXTRACCIÓN DEL ANTIMONIO Y SELENIO SEGÚN ORIGEN DEL BARRO ANÓDICO SERÍA :

Caso A : Barro Anódico de ENAMI

Secuencia de Proceso :

Etapa 1 : Lixiviación con Na_2S en ambiente alcalino que extrae selectivamente el antimonio y el arsénico.

Etapa 2 : Tostación Sulfatante u Oxidante.

Ambas se comportan satisfactoriamente, permitiendo altas recuperaciones de selenio (> 90%).

La elección de una u otro tipo de tostación debe hacerse en base a consideraciones económicas.

En el caso de ENAMI que actualmente dispone de instalaciones de tostación sulfatante no se justifica un cambio del sistema a tostación oxidante.

Estas consideraciones son válidas en el caso de CODELCO, pero en esta situación donde ya se dispone de instalaciones de tostación oxidante, no se justifica el uso de tostación sulfatante.

- 3.- **LA EVALUACIÓN ECONÓMICA EFECTUADA AL PROYECTO DE UNA PLANTA DE TAMAÑO INDUSTRIAL, CON CAPACIDAD PARA TRATAR 250 T/AÑO DE BARROS ANÓDICOS, MUESTRA QUE EL PROYECTO ES MEDIANAMENTE RENTABLE, EN LOS SUPUESTOS REALIZADOS PARA DICHA EVALUACIÓN.**

Sin embargo, los resultados de la evaluación pueden mejorar en forma ostensible si se disminuye el valor de la Inversión Fija Inicial, lo que se puede obtener al considerar que en el caso de ENAMI, no es necesario instalar un nuevo horno de tostación, al igual que en el caso de CODELCO, lo que se traduce en una reducción cercana al 40% del costo físico de la planta.

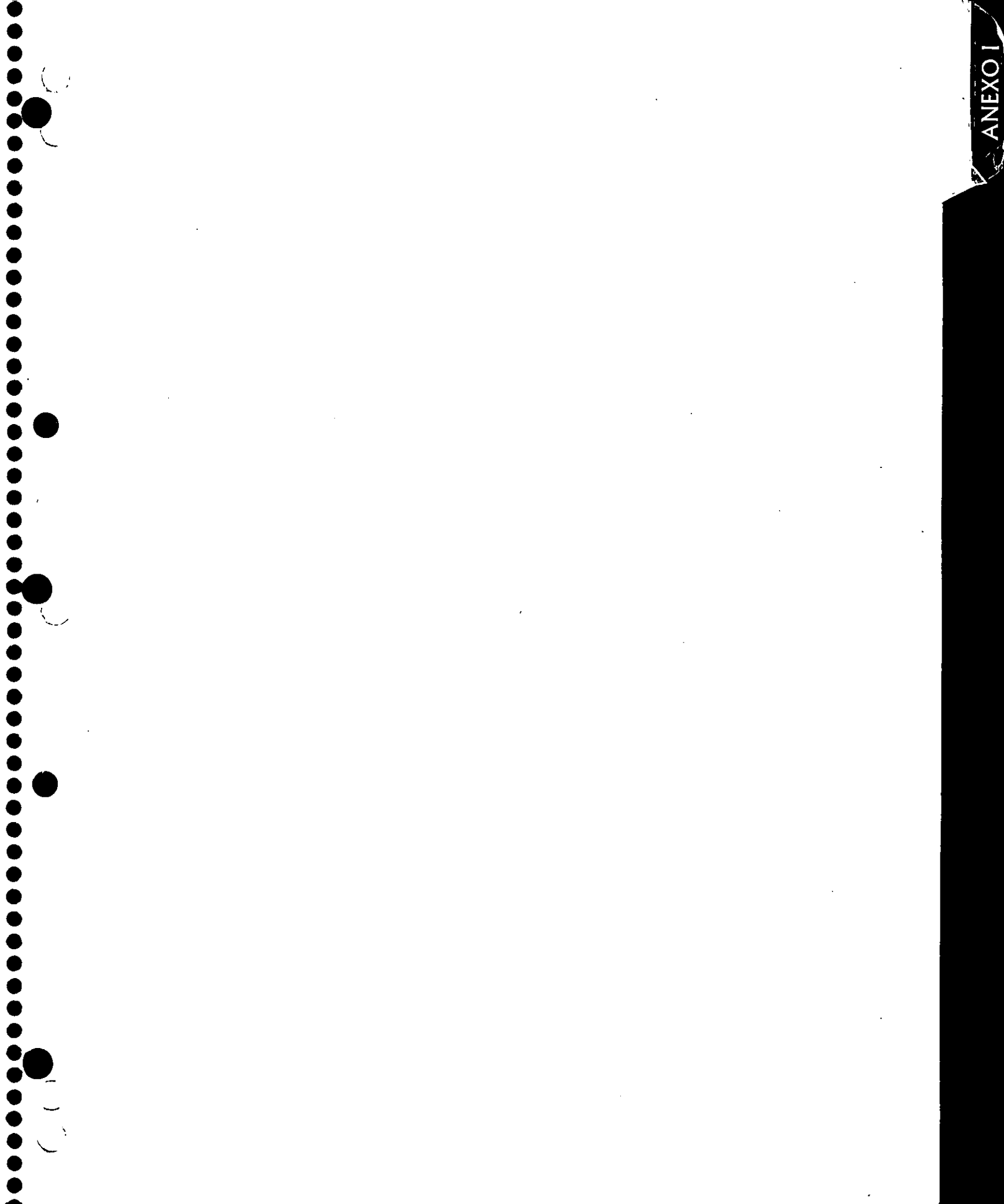
En el caso de ENAMI existiría una rebaja adicional en los costos variables, dado que el proceso de tostación sulfatante no requiere el uso de dióxido de azufre, lo que se traduce en una reducción cercana al 40% del costo variable.

RECOMENDACIONES

Dado que la secuencia de proceso probada en el Estudio es una secuencia nueva, es recomendable realizar experiencias complementarias relativas a :

- Condiciones Óptimas de la lixiviación alcalina para situaciones de barros anódicos un alto contenido de sílice.
- Realizar pruebas de purificación del precipitado de antimonio para obtener un producto más refinado que permita mayores márgenes de rentabilidad.
- Realizar estudios sobre el mejor sistema de separación sólido / líquido.
- Estudiar los mejores términos para el tratamiento de las efluentes líquidos con alto contenido de arsénico.

BIBLIOTECA CORFO





ANEXO I

**PRUEBAS LABORATORIO ETAPA
LIXIVIACION**

TABLA 1. CINETICA DE DISOLUCION DE ANTIMONIO Y ARSENICO A 85°C

Muestra	Tiempo horas	Volúmen cc	Volúmen de muestra cc	Antimonio			Arsénico		
				En solución g/l	Disuelto acumulado		En solución g/l	Disuelto acumulado	
					mg	%		mg	%
P2-1	1	319	37	22,48	7171	91,0	10,54	3362,3	85,1
P2-2	2	282	49	21,48	6889	87,4	10,46	3339,7	84,5
P2-3	3	233	35	22,00	7010	89,0	10,50	3349,0	84,8
P2-4	5	444		10,66	7387	93,7	5,10	3534,4	89,5
En rípios					268	97,1		35	
Total según cabeza calculada					7655			3569	
Total según cabeza analizada+A30					7880			3950	

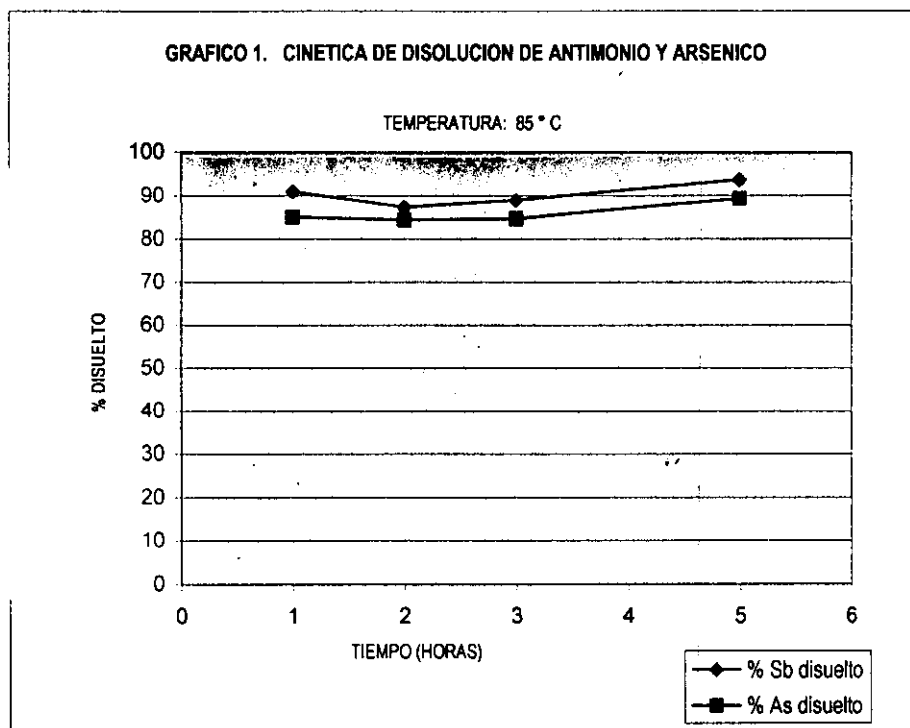


TABLA 2. CINETICA DE DISOLUCION DE ANTIMONIO Y ARSENICO A 90°C

Muestra	Tiempo horas	Volúmen cc	Volúmen de muestra cc	Antimonio			Arsénico		
				En solución	Disuelto acumulado		En solución	Disuelto acumulado	
				g/l	mg	%	g/l	mg	%
P1-1	1	303	36	24,6	7454	94,6	3,1	951	24,1
P1-2	2	267	40	23,9	7267	92,2	3,4	1026	26,0
P1-3	3	227	41	24,0	7290	92,5	10,3	2590	65,6
P1-4	5	446		11,0	7732	98,1	4,39	2630	66,6
En rípios					303			33	67,4
Total según cabeza calculada					8035			2664	
Total según cabeza analizada					7880			3950	

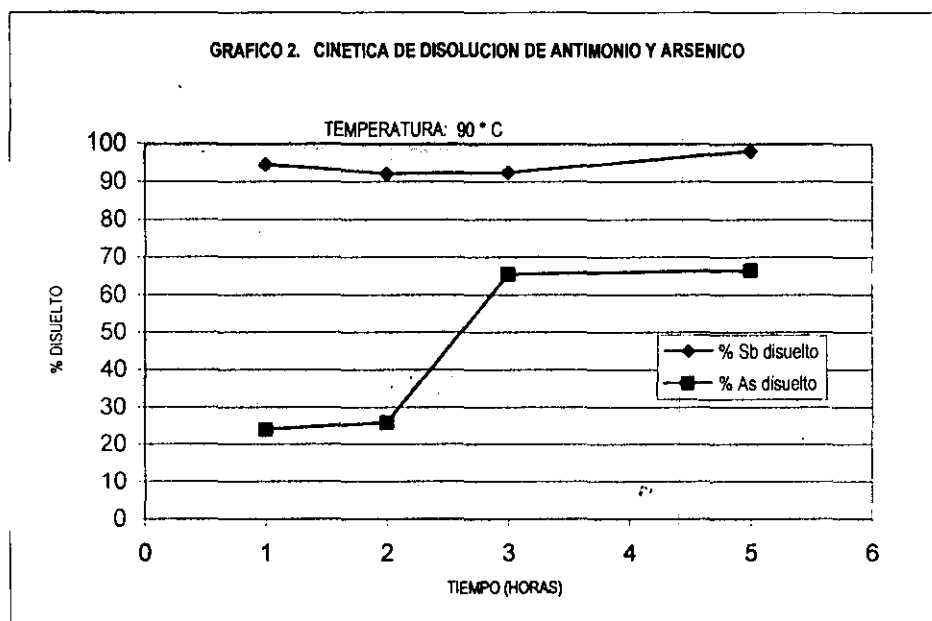


TABLA 3. CINETICA DE DISOLUCION DE ANTIMONIO Y ARSENICO A 103°C

Muestra	Tiempo horas	Volúmen cc	Volúmen de muestra cc	Antimonio			Arsénico		
				En solución g/l	Disuelto acumulado		En solución g/l	Disuelto acumulado	
					mg	%		mg	%
P3-1	1	246	39	22,3	5486	69,6	3,7	910	23,0
P3-2	2	207	34	23,4	5714	72,5	3,7	910	23,0
P3-3	3	173	39	23,2	5679	72,1	9,9	1983	50,2
P3-4	5	384		9,0	6026	76,5	4,7	2461	62,3
En rípios						23,5			70,3
Total					7046			3950	

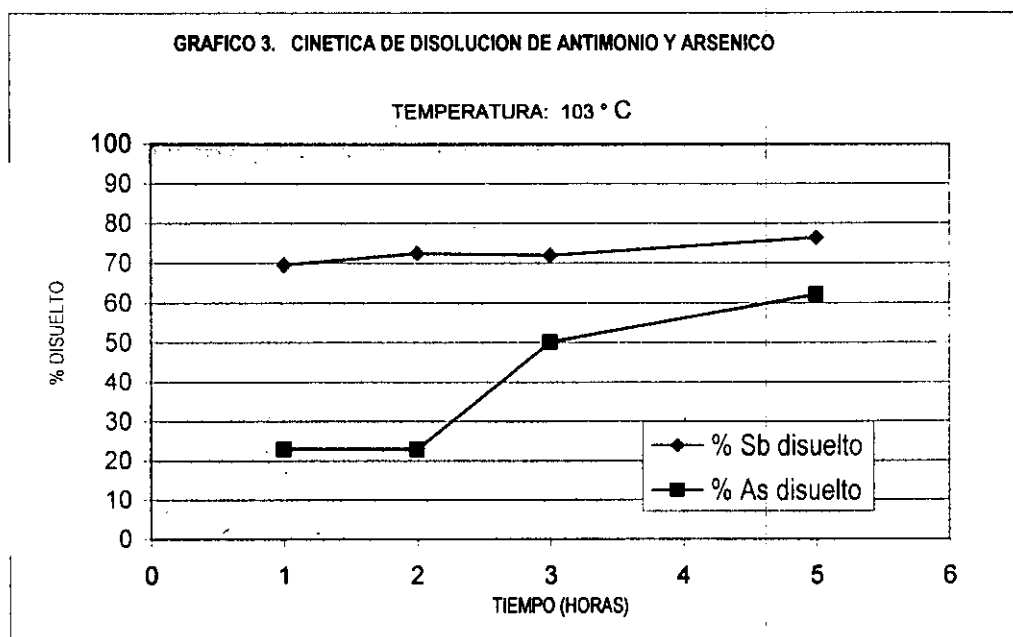


TABLA 4. DISOLUCION DE ANTIMONIO

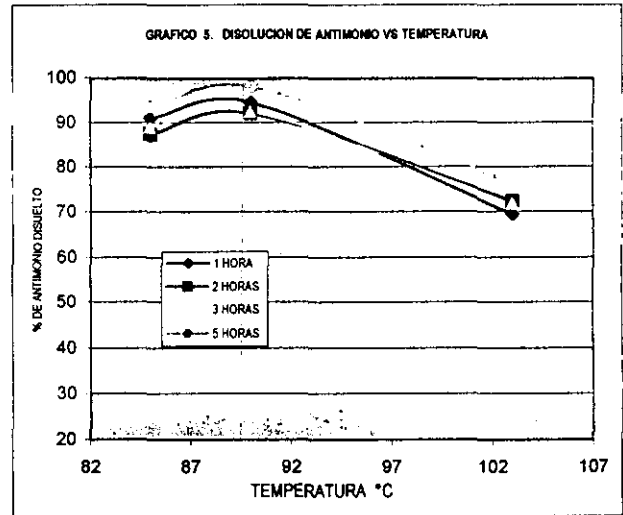
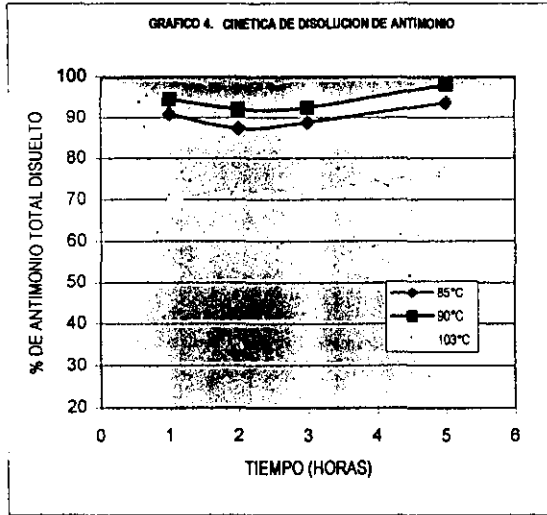
CONDICIONES EXPERIMENTALES

CINETICA

Tiempo horas	85° C		90° C		103° C		Antimonio								
	Volúmen de solución	Volúmen de muestra	Volúmen de solución	Volúmen de muestra	Volúmen de solución	Volúmen de muestra	85° C			90° C			103° C		
	cc	cc	cc	cc	cc	cc	En solución g/l	Disuelto		En solución g/l	Disuelto		En solución g/l	Disuelto	
								mg	%		mg	%		mg	%
1	319	37	303	36	246	39	22,5	7171	91,0	24,6	7454	94,6	22,3	5486	69,6
2	282	49	267	40	207	34	21,5	6889	87,4	23,9	7267	92,2	23,4	5714	72,5
3	233	35	227	41	173	39	22,0	7010	89,0	24,0	7290	92,5	23,2	5679	72,1
5	444		446		384		10,7	7387	93,7	11,00	7732	98,1	9,0	6026	76,5

BALANCE DE RIPIOS

	85° C		90° C		103° C		85° C		90° C		103° C	
	Peso (grs)	Ley %	Peso (grs)	Ley %	Peso (grs)	Ley %	En sólidos		En sólidos		En sólidos	
							mg	%	mg	%	mg	%
Ripios	66,62	0,402	66,22	0,458	77,84	1,31	268	3,40	303,3	0,38	1019,7	12,94
Cabeza calculada	100	7,66	100	8,03	100	7,05	7655		8034,9		7045,8	
Cabeza analizada		7,88		7,88		7,88	7880		7880		7880	
Error		2,85		-1,97		10,59						



Tiempo (horas)	85°C	90°C	103°C
1	91,0	94,6	69,6
2	87,4	92,2	72,5
3	89,0	92,5	72,1
5	93,7	98,1	76,5

Temp. °C	1 HORA	2 HORAS	3 HORAS	5 HORAS
85	91,0	87,4	89,0	93,7
90	94,6	92,2	92,5	98,1
103	69,6	72,5	72,1	76,5

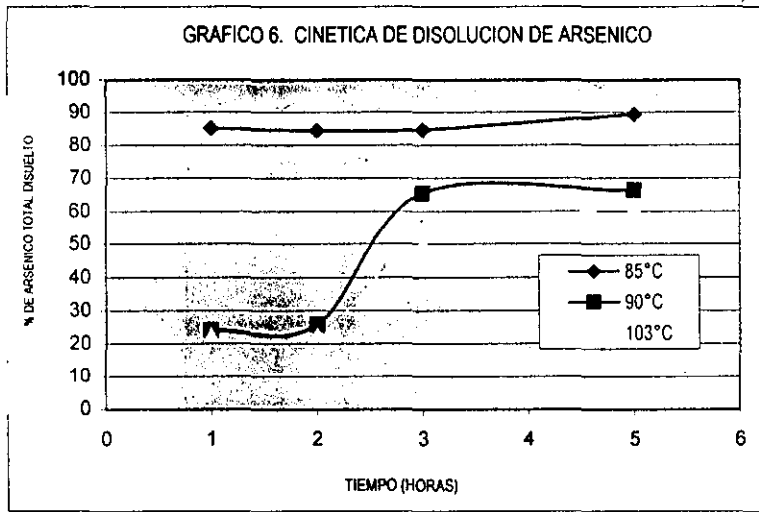
TABLA 5. DISOLUCION DE ARSENICO

CONDICIONES EXPERIMENTALES CINETICA

Tiempo horas	85° C		90° C		103° C		Arsénico								
	Volúmen de solución cc	Volúmen de muestra cc	Volúmen de solución cc	Volúmen de muestra cc	Volúmen de solución cc	Volúmen de muestra cc	85° C			90° C			103° C		
							En solución g/l	Disuelto		En solución g/l	Disuelto		En solución g/l	Disuelto	
	mg	%	mg	%	mg	%									
1	319	37	303	36	246	39	10,5	3362	85,1	3,1	951	24,1	3,7	910	23,0
2	282	49	267	40	207	34	10,5	3340	84,5	3,4	1026	26,0	3,7	910	23,0
3	233	35	227	41	173	39	10,5	3349	84,8	10,3	2590	65,6	9,9	1983	50,2
5	444	0	446	0	384	0	5,1	3534	89,5	4,4	2630	66,6	4,7	2461	62,3

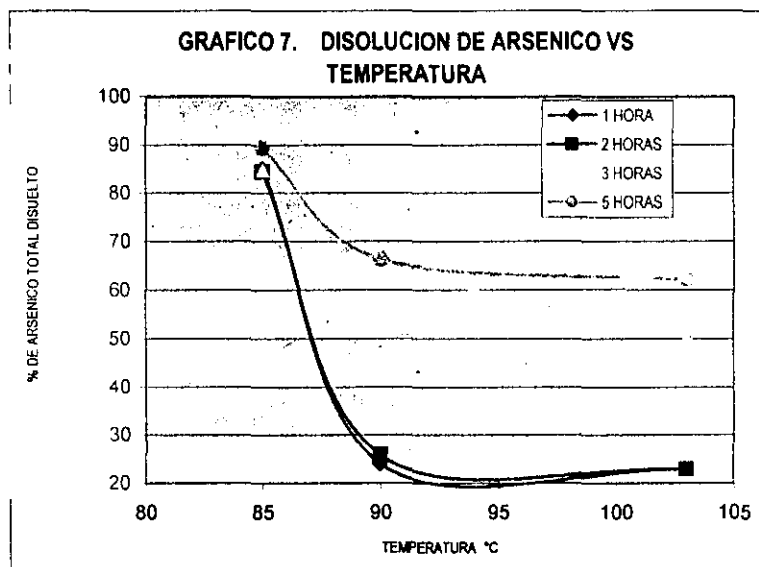
BALANCE DE RIPIOS

	85° C		90° C		103° C		85° C		90° C		103° C	
	Peso (grs)	Ley %	Peso (grs)	Ley %	Peso (grs)	Ley %	En sólidos		En sólidos		En sólidos	
							mg	%				
Ripios	66,62	0,052	66,22	0,05	77,84	0,407	35	0,88	33	0,08	317	8,02
Cabeza calculada	100	3,57	100	2,66	100	2,78	3569		2664		2778	
Cabeza analizada		3,95		3,95		3,95	3950		3950		3950	
Error		9,64		32,57		29,68						

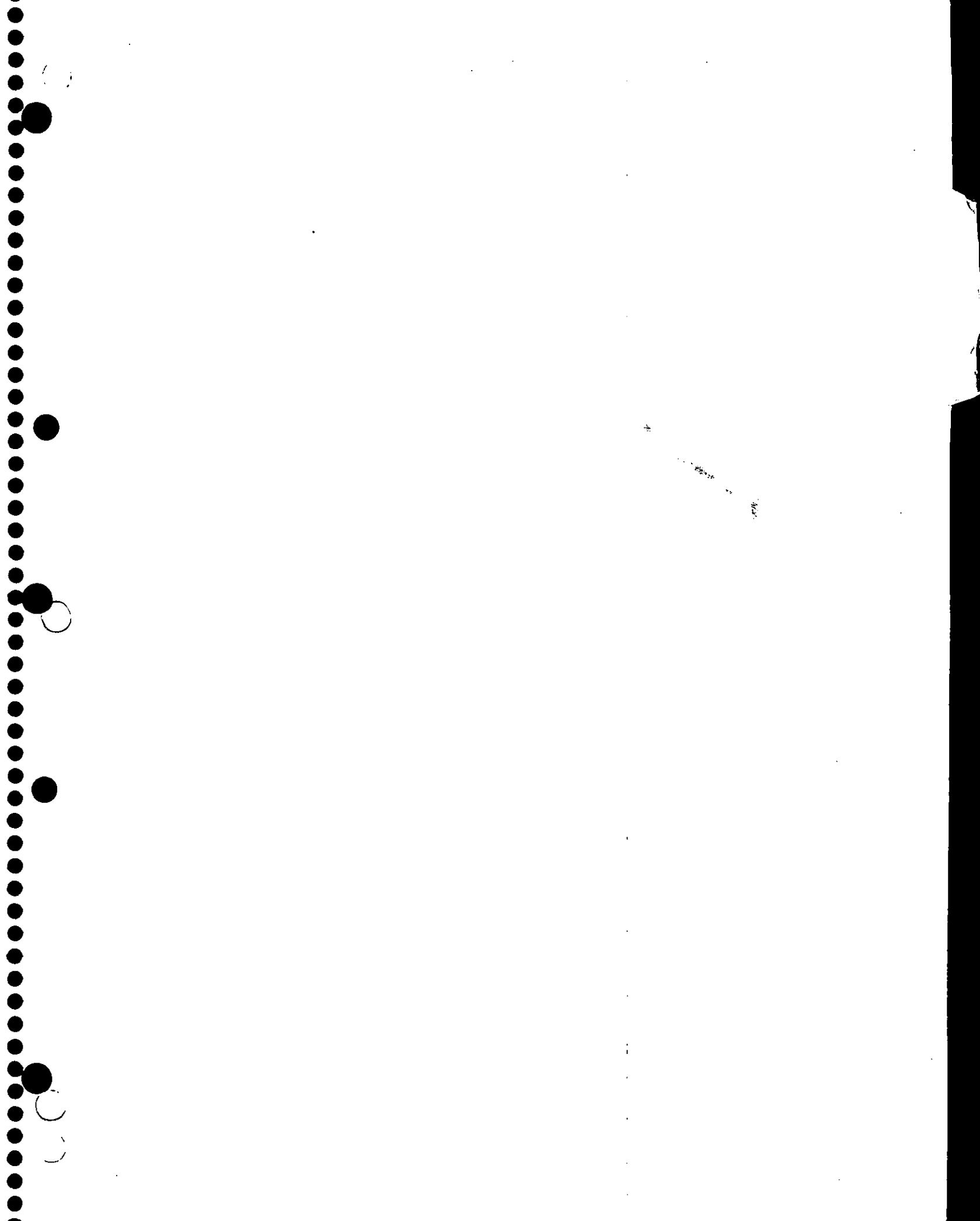


Tiempo (horas)	85°C	90°C	103°C
1	91.0	94.6	69.6
2	87.4	92.2	72.5
3	89.0	92.5	72.1
5	93.7	98.1	76.5

BIBLIOTECA CORFO



Temp. °C	1 HORA	2 HORAS	3 HORAS
85	85,1	84,5	84,8
90	24,1	26,0	65,6
103	23,0	23,0	50,2





ANEXO II

**PRUEBAS LABORATORIO
ETAPA CALCINACION**

FIGURA 1. BALANCE GLOBAL LIXIVIACION-TOSTACION DE BARROS ANODICOS

	Barros Anódicos	
	100% % peso	
	8,3% Ley de Se	
	Lixiviación	
Ripio		Solución
	67% % peso	
	13% Ley de Se	
	97,3% % de Se en rípios	2,7% de Se en solución
Calcina		
Calcinas	Materia volátil	
63% % peso	3% % peso	
2,40% Ley de Se		
11,7% % de Se en rípios	85,6% % de Se volatilizado	
4,96% Pérdida por calcinación		

FIGURA 1. BALANCE GLOBAL LIXIVIACION-TOSTACION DE BARROS ANODICOS

	Barros Anódicos	
	100% % peso	
	8,3% Ley de Se	
	Lixiviación	
Ripio		Solución
	67% % peso	
	7% Ley de Se	
	97,3% % de Se en rípios	3% de Se en solución
Calcina		
Calcinas	Materia volátil	
63% % peso	4% % peso	
0,16% Ley de Se		
1,4% % de Se en rípios	95,9% % de Se volatilizado	
5,58% Pérdida por calcinación		

FIGURA 1. BALANCE GLOBAL LIXIVIACION-TOSTACION DE BARROS ANODICOS

	Barros Anódicos	
	100% % peso	
	8,3% Ley de Se	
	Lixiviación	
Ripio		Solución
	67% % peso	
	7% Ley de Se	
	97,3% % de Se en rípios	3% de Se en solución
Calcina		
Calcinas	Materia volátil	
61% % peso	6% % peso	
0,05% Ley de Se		
0,4% % de Se en rípios	96,9% % de Se volatilizado	
8,67% Pérdida por calcinación		

FIGURA 1. BALANCE GLOBAL LIXIVIACION-TOSTACION DE BARROS ANODICOS

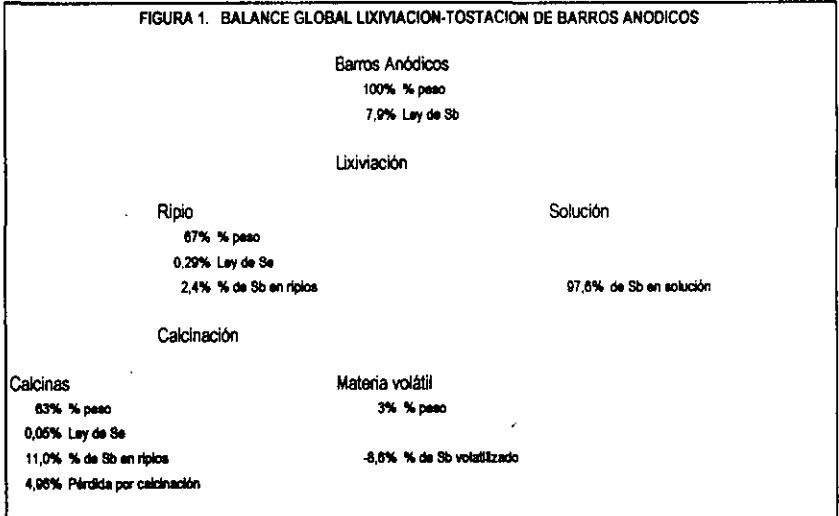
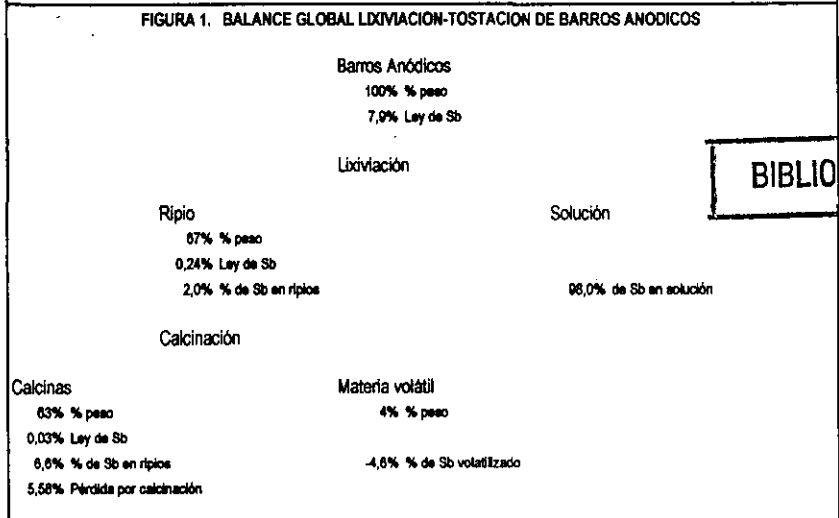


FIGURA 1. BALANCE GLOBAL LIXIVIACION-TOSTACION DE BARROS ANODICOS



BIBLIOTECA CORFO

FIGURA 1. BALANCE GLOBAL LIXIVIACION-TOSTACION DE BARROS ANODICOS

