

UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN  
Facultad de Ingeniería  
Departamento de Ingeniería Metalúrgica

Profesor(es) patrocinantes:  
Eduardo Balladares V.  
Fernando Parada L.

“ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICO Y ECONÓMICA PARA EL TRATAMIENTO INTEGRAL  
DE POLVOS DE FUNDICIÓN CHUQUICAMATA MEDIANTE LOS PROCESOS DE  
SULFIDIZACIÓN-VOLATIZACIÓN Y TOSTACIÓN OXIDANTE”

DENIS ANDREA MONTECINOS VALDEBENITO



Informe de Memoria de Título para optar al Título de  
Ingeniero Civil Metalúrgico

Abril 2019

## RESUMEN

La fundición Chuquicamata de CODELCO actualmente envía los polvos metalúrgicos producidos en las etapas de fusión y conversión a la planta de ECOMETALES Limited, con el objetivo de que esta planta los procese y se dé cumplimiento a la normativa ambiental legal vigente en Chile. Este proceso de externalización es de alto costo, por lo cual se evaluará realizar un tratamiento integral a los polvos de fundición al interior de las instalaciones de CHUQUICAMATA, dando cumplimiento a la actualización de las normativas ambientales.

En el desarrollo de esta memoria se analizaron tanto estudios de laboratorio, desarrollados en la Universidad de Concepción, como información teórica respecto de dos procesos principales que se complementan y permiten alcanzar los objetivos propuestos, estos procesos pirometalúrgicos son: sulfidización-volatilización y tostación oxidante.

Los resultados de este estudio permitieron modificar una propuesta inicial de tratamiento, que contempló varios procesos y equipos, que permitían tanto la recuperación del cobre en los polvos como el hecho de entregar solución a la problemática ambiental, eliminando y estabilizando el arsénico.

Una de las más importantes modificaciones que entregó este estudio fue el hecho de eliminar la etapa de extracción por solventes, pues la composición de la solución no requería más purificación, sino solo un acondicionamiento para ser enviada a electroobtención, y, de esta manera obtener cátodos de cobre con 99,99% de pureza

Los resultados principales de esta memoria se resumen en las toneladas de cobre, como cátodo, que fueron de 33,14 tpd representado un 99% del cobre presente en los polvos. Lo anterior entregó un beneficio económico de USD 204.572 por día.

Al realizar el análisis económico arrojó una inversión inicial de USD 62.745.972, costos de operación de USD 10.906.779 anual, donde el flujo de caja entregó un VAN de USD 238 millones aproximadamente y una TIR de 71%.

## ABSTRACT

The CODELCO Chuquicamata smelter currently sends the metallurgical powders produced in the fusion and conversion stages to the ECOMETALES plant, with the objective that these plants process them and comply with the legal environmental regulations in force in Chile. This outsourcing process is of high cost, which is why it will be evaluated to carry out an integral treatment to the smelting powders inside the CHUQUICAMATA facilities, in compliance with the updating of the environmental regulations.

In the development of this report were analyzed laboratory studies, developed at the Universidad de Concepción, and theoretical information on two main processes that complement each other and achieve the proposed objectives, these pyrometallurgical processes are: sulfidization-volatilization and oxidation roasting.

The results of this study allowed us to modify an initial treatment proposal, which contemplated several processes and equipment, which allowed both, the recovery of copper in the powders and the fact of providing a solution to the environmental problems, eliminating and stabilizing arsenic.

One of the most important modifications given by this study was the elimination of the solvent extraction stage, since the composition of the solution did not require further purification, but only a conditioning to be sent to electrowinning, and thus obtain cathodes copper with 99.99% purity.

The main results of this report are summarized in the tons of copper, as cathode, which were 33,14 tpd representing 99% of the copper present in the powders. The foregoing provided an economic benefit of USD 204.572 per day.

When carrying out the economic analysis, an initial investment of USD 62.745.972, operating costs of USD 10.906.779 annually, where the cash flow delivered a NPV of USD 238 million and IRR of 71%.

**TABLA DE CONTENIDOS**

<i>RESUMEN</i>	II
<i>ABSTRACT</i>	III
<i>INDICE DE FIGURAS</i>	VIII
<b>1 CAPITULO 1: INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
1.1 INTRODUCCIÓN	1
1.2 OBJETIVOS	3
1.2.1 OBJETIVO GENERAL	3
1.2.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS	3
<b>2 CAPITULO 2: ANTECEDENTES</b>	<b>4</b>
2.1 PROCESO DE FUSIÓN	4
2.2 TRATAMIENTOS EN CHILE	6
2.2.1 ALTONORTE	6
2.2.2 ECOMETALES	7
2.3 NORMATIVA AMBIENTAL EN CHILE	8
2.4 EFECTOS EN LA SALUD QUE PROVOCA EL ARSÉNICO	11
2.5 PROCESO DE SULFIDIZACIÓN- VOLATILIZACIÓN PARA POLVOS DE FUNDICIÓN	12
2.5.1 VOLATILIZACIÓN	13
2.5.2 SULFIDIZACIÓN	15
2.5.3 CONCLUSIONES ESTUDIO DIMET	16
<b>3 CAPITULO 3: PROPUESTA DE TRATAMIENTO</b>	<b>18</b>
3.1 METODOLOGIA	18
3.2 TOSTACIÓN OXIDANTE	18
3.2.1 EXTRACCIÓN DIRECTA	19
3.2.2 FACILITAR LA SEPARACIÓN	19
3.2.3 TOSTACIÓN PARCIAL	19
3.2.4 DIAGRAMAS DE TOSTACIÓN DE KELLOG-INGRAHAM	20
3.2.5 CONSIDERACIONES PARA PROPUESTA DEL FLOWSHEET	21
3.3 CONDICIONTERMODINÁMICA DE PROCESO DE TOSTACIÓN OXIDANTE	22

3.4	PROPUESTA DE FLOWSHEET _____	26
3.4.1	HORNO PARA REALIZAR TOSTACIÓN OXIDANTE _____	27
3.4.2	TIPO DE LIXIVIACION _____	28
3.5	FLOWSHEET PROPUESTO _____	29
3.5.1	PROCESO SULFIDIZACIÓN-VOLATILIZACIÓN _____	30
3.5.2	PROCESO DE TOSTACIÓN OXIDANTE _____	31
3.5.3	LIXIVIACIÓN DE LA CALCINA _____	32
3.6	DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS _____	33
3.7	FLOWSHEET FINAL _____	39
3.8	RESUMEN DE CAPACIDADES DE EQUIPOS _____	41
3.9	RESULTADO DE LA PROPUESTA DESARROLLADA _____	42
4	<i>CAPITULO 4: EVALUACIÓN ECONÓMICA</i> _____	44
4.1	EVALUACION ECONÓMICA _____	44
4.2	VALOR ACTUAL NETO _____	44
4.3	TASA INTERNA DE RETORNO _____	45
4.4	PARÁMETROS _____	45
4.5	COSTOS DE INVERSIÓN _____	46
4.5.1	COSTO HORNO ROTATORIO _____	46
4.5.2	COSTO DEL HORNO DE LECHO FLUIDIZADO _____	47
4.5.3	EQUIPOS _____	48
4.6	COSTO TOTAL _____	49
4.7	COSTOS DE OPERACIÓN _____	50
4.7.1	INSUMOS _____	50
4.7.2	ENERGÍA ELÉCTRICA _____	51
4.7.3	COSTOS DE OPERACIÓN EN EW _____	51
4.7.4	RECURSOS HUMANOS _____	51
4.7.5	MANTENCIÓN E IMPREVISTOS _____	52
4.7.6	COSTO TOTAL DE OPERACIÓN _____	52
4.8	DEPRECIACIÓN DE EQUIPOS DEL PROYECTO _____	52
4.9	INGRESOS _____	53

4.10	FLUJO DE CAJA _____	53
4.11	ANALISIS DE SENSIBILIDAD _____	55
4.11.1	CAMBIO DEL PORCENTAJE DE INGRESO DE Cu _____	55
4.11.2	CAMBIO DEL PORCENTAJE DE INGRESO DEL As _____	56
4.11.3	CAMBIO EN EL PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN DE Cu _____	56
5	<i>CAPITULO 5: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</i> _____	58
5.1	CONCLUSIONES _____	58
5.2	RECOMENDACIONES _____	59
6	<i>BIBLIOGRAFÍA</i> _____	60
7	<i>ANEXOS</i> _____	62



**INDICE DE TABLAS**

<i>Tabla 2.1 Composición típica de polvos de fundición</i>	5
<i>Tabla 2.2 Restricción de emisiones impuesta para cada fundición en funcionamiento en Chile</i>	10
<i>Tabla 3.1 Resumen de equipo para Flowsheet propuesto</i>	42
<i>Tabla 4.1 Inflación período 2014-2017</i>	49
<i>Tabla 4.2 Costo de equipos</i>	49
<i>Tabla 4.3 Costos inversión</i>	50
<i>Tabla 4.4 Costos de insumos para etapas sulfidización-volatilización y tostación oxidante</i>	51
<i>Tabla 4.5 Costos de personal</i>	52
<i>Tabla 4.6 Costos de mantenimiento e imprevistos del proyecto</i>	52
<i>Tabla 4.7 Costo total de operación</i>	52
<i>Tabla 4.8 Depreciación de equipos proyecto.</i>	53
<i>Tabla 4.9 Flujo de Caja calculado para 10 años con valores entregados en MUSD</i>	54
<i>Tabla 4.10 Análisis de sensibilidad, variación del porcentaje del cobre en los polvos de fundición</i>	56
<i>Tabla 4.11 Análisis de sensibilidad, variación del porcentaje de arsénico en los polvos de fundición</i>	56
<i>Tabla 4.12 Análisis de sensibilidad, variación del porcentaje de recuperación de cobre del proceso S-V y T-O</i>	57

## INDICE DE FIGURAS

<i>Figura 2.1 Diagrama del proceso de lixiviación de polvos de fundición y recuperación de cobre de planta Ecometales</i>	8
<i>Figura 2.2 Diagrama del proceso de abatimiento de arsénico y antimonio de planta Ecometales</i>	8
<i>Figura 2.3 Presiones de vapor para diferentes óxidos y sulfuros de elementos del grupo Va, según Imris y Kimirova</i>	14
<i>Figura 2.4: Presiones de vapor para diferentes óxidos y sulfuros de elementos del grupo Va, según Nakasawa y Yasawa</i>	15
<i>Figura 3.1 Diagrama tipo de Estabilidad de fases de Kellog-Ingraham</i>	21
<i>Figura 3.2 a) Diagrama de Kellog-Ingraham de Cu a 800°C. b) Acercamiento Diagrama de Kellog-Ingraham de Cu a 800°C.</i>	23
<i>Figura 3.3 a) Diagrama de Kellog-Ingraham de Fe a 800° C. b) Acercamiento Diagrama de Kellog-Ingraham de Fe a 800° C.</i>	24
<i>Figura 3.4 a) Diagrama de Kellog-Ingraham de Pb a 800°C. b) Acercamiento Diagrama de Kellog-Ingraham de Pb a 800°C.</i>	25
<i>Figura 3.5 Diagrama de Kellog-Ingraham combinado Cu-Pb-S-O. (Zona de trabajo)</i>	26
<i>Figura 3.6 Diagrama de propuesta de tratamiento para polvos &gt;3% As</i>	30
<i>Figura 3.7 Caja negra representativa del mezclador</i>	34
<i>Figura 3.8 Caja negra representativa del peletizador.</i>	34
<i>Figura 3.9 Caja negra representativa del horno rotatorio.</i>	35
<i>Figura 3.10 Caja negra representativa del ciclón.</i>	35
<i>Figura 3.11 Caja negra representativa del condensador.</i>	36
<i>Figura 3.12 Caja negra representativa del horno de lecho fluizado</i>	37
<i>Figura 3.13 Caja negra representativa del ciclon 2</i>	37
<i>Figura 3.14 Caja negra representativa del estanque agitado.</i>	37
<i>Figura 3.15 Caja negra representativa del espesador.</i>	38
<i>Figura 3.16 Caja negra representativa del filtro.</i>	38
<i>Figura 3.17 Caja negra representativa de la electroobtención</i>	39
<i>Figura 3.18 Flowsheet final propuesta de tratamiento polvos de fundición.</i>	40
<i>Figura 4.1 Fórmula para cálculo del VAN</i>	44
<i>Figura 4.2 Fórmula para cálculo del TIR</i>	45
<i>Figura 4.3 Información para horno de lecho fluidizado</i>	46
<i>Figura 4.4 Diagrama para cálculo del costo de tostadores Lurgi</i>	48



## **NOMENCLATURA**

MP: Material particulado.

OCDE: Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico

(S-V): Sulfidización- Volatilización

(T-O): Tostación Oxidante

$\mu\text{m}$ : Micrómetro

PLS: Pregnat leach solution

Tpd: Toneladas por año

L/min: Litros por minuto

gpL: Gramos por litro.



## 1 CAPITULO 1: INTRODUCCIÓN

### 1.1 INTRODUCCIÓN

Durante muchos años la minería en Chile, esencialmente cuprífera, solo se ocupó de la producción y de buscar nuevas tecnologías con el fin de promover la explotación agresiva de este recurso geológico presente en el país. Sin embargo, en 2013 se establecieron normativas medioambientales bastante estrictas para las fundiciones de cobre existentes, e incluso para las futuras fundiciones que quisieran instalarse en el país, con la finalidad de regular las emisiones contaminantes al medio ambiente.

Lo anterior surge a partir de una Evaluación del Desempeño Ambiental realizada por la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico (OCDE) en el año 2005, la cual demostró que “las actividades de fundición son causante del grueso de las emisiones”<sup>1</sup> de dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), arsénico (As) y material particulado (MP), entre otros, de los cuales se deben reducir sus emisiones al medio ambiente. Principalmente se sugiere al país insertar nuevas normas de emisión que incluyan la “regulación de contaminantes tóxicos en el aire y reduzcan aún más el impacto de la contaminación por dióxido de azufre y arsénico”<sup>2</sup>, permitiendo realizar una explotación sustentable, manteniendo un equilibrio en el medio ambiente. Esto se materializa, en diciembre del año 2013, publicando el Decreto 28 que “Establece Norma de Emisión para Fundiciones de Cobre y Fuentes Emisoras de Arsénico” el cual tiene como función proteger la salud de las personas y el medio ambiente en el país, reduciendo no solo las emisiones de arsénico (As), sino también de material particulado (MP), mercurio (Hg) y dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>). El decreto incluye un límite máximo de emisiones de SO<sub>2</sub> y As para cada una de las fundiciones actuales e indica que se tiene un plazo de cinco años a partir de su publicación, para que este entre en vigencia, lo cual se materializa a partir de diciembre del 2018.

En la industria nacional cuprífera, el procesamiento de los minerales se realiza principalmente mediante la vía pirometalúrgica, la cual representa más de un 60% de las menas tratadas. En la etapa de fusión se genera la mayor cantidad de emisiones contaminante al ambiente, motivo por el cual cada fundición en Chile se encontró en el escenario de buscar nuevas vías de tratamiento para

---

<sup>1 2</sup> **Ministerio del Medio Ambiente**, Ley Chile. Establece norma de emisión para fundiciones de cobre y fuentes emisoras de arsénico. 2013. Pág 1

aquellas emisiones al ambiente, con el objetivo de cumplir con la nueva norma y disminuir las emisiones contaminantes al ambiente, considerando que los yacimientos presentan un porcentaje creciente de contaminantes y menor ley.

A nivel global, para el tratamiento de polvos de fundición existen distintas alternativas de solución, entre ellas procesos hidrometalúrgicos, pirometalúrgicos o mixtos, es decir, que consideran etapas de la extracción de la vía pirometalúrgica e hidrometalúrgica, lo cual depende del tipo de polvo a tratar.

En Chile, específicamente para la fundición de Chuquicamata, división de CODELCO Chile, se tiene que los polvos generados en esta planta, ya sea en el Convertidor Teniente o en los convertidores Peirce-Smith eran tradicionalmente retornados al proceso de fusión, lo cual impactaba directamente en la concentración de los contaminantes tanto en el producto como en las distintas fases generadas. A pesar de que se cumplía con el objetivo de no perder el cobre presente en estos polvos, esta recirculación implicaba un aumento en las emisiones contaminantes, por lo que es necesario buscar nuevas tecnologías que permitieran un mejor tratamiento de estos polvos.

Es así como ECOMETALES, empresa filial de CODELCO, nace con la finalidad de dar respuesta a la problemática de la disposición final de los residuos mineros. Esta realiza el tratamiento de polvos de fundición mediante procesos hidrometalúrgicos, específicamente realiza una lixiviación ácida a los polvos de fundición. El PLS obtenido de esta operación es enviado devuelta a Chuquicamata para ser procesado en extracción por solventes y electroobtención. Para Chuquicamata genera un costo de operación enviar sus polvos de fundición a ECOMETALES, sin embargo, al producir cátodos de cobre se ve atenuado este costo.

Por lo anterior en esta memoria de título se profundizará, analizará y desarrollará un modelo productivo, con la finalidad de proponer un procesamiento para los polvos de fundición, que permita no solo recuperar el cobre presente en ellos y de esta manera generar beneficio económico, sino poder disminuir las emisiones de contaminantes cumpliendo así las nuevas regulaciones exigidas para el cuidado del medio ambiente y que esta alternativa entregue a la vez rentabilidad a los inversores y no depender de ECOMETALES. Asimismo, se presentará un estudio de factibilidad técnico- económica, evaluando indicadores que determinan la factibilidad de la inversión entregando una herramienta de gestión e implementación para las empresas que realizan procesos de fundición de cobre en Chile.

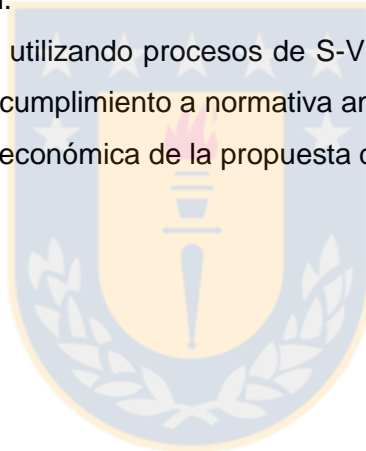
## 1.2 OBJETIVOS

### 1.2.1 OBJETIVO GENERAL

Elaborar y evaluar técnica y económicamente el proceso de sulfidización-volatilización y tostación oxidante en conjunto para el tratamiento integral de los polvos de fundición de Chuquicamata

### 1.2.2 OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Analizar características de los procesos Sulfidización- Volatilización (S-V) y Tostación Oxidante (T-O) para ser implementada en el tratamiento de polvos de fundición.
- Reconocer productos de los procesos Sulfidización- Volatilización y Tostación Oxidante y su disposición final.
- Proponer Flowsheet utilizando procesos de S-V y T-O, para el tratamiento de polvos de fundición, dando cumplimiento a normativa ambiental.
- Realizar evaluación económica de la propuesta de tratamiento de polvo de fundición.



## 2 CAPITULO 2: ANTECEDENTES

### 2.1 PROCESO DE FUSIÓN

La producción de cobre con origen en yacimientos se realiza mediante dos vías, donde la elección de cada una dependerá del tipo de mineral de cobre presente. Es así como se tienen minerales oxidados y minerales sulfurados de cobre, donde los primeros son tratados vía hidrometalurgia y los segundos son tratados vía pirometalurgia.

La hidrometalurgia consiste en tratar los minerales oxidados de cobre mediante un procesamiento de lixiviación, extracción por solventes y electroobtención, gracias a la característica soluble de estos en medio ácido.

La pirometalurgia trata los minerales sulfurados mediante diversas etapas unitarias, donde la mayoría de ellas se realiza a altas temperaturas. Estas consisten en una secuencia de operaciones donde las principales son fusión, conversión y electrorrefinación.

Los polvos de fundición de cobre son todas aquellas partículas de baja granulometría que han sido trasladados por los diferentes flujos de gases durante los procesos pirometalúrgicos de fusión y conversión. El tamaño de estos polvos no supera los 40  $\mu\text{m}$  de diámetro, con un promedio de 8  $\mu\text{m}$ , los que las hace susceptibles a fugarse de los hornos.

Las reacciones que dan origen a los polvos de fundición, como se ha mencionado, son aquellas que tienen origen en la fusión y conversión. Aquella que ocurre en la fusión tiene como objetivo formar una mata sulfurosa fundida que contiene la mayor parte del cobre contenido en el concentrado, además de formar una escoria oxidada fundida libre de cobre o tanto como sea posible y también hay formación de gases de salida que son ricos en  $\text{SO}_2$ . La reacción que da origen a la mata fundida es la siguiente:



La reacción que da origen a la producción de escoria en la fusión es la siguiente:



En la etapa de conversión el objetivo es remover el Fe y S de la mata para producir cobre blíster, para que esto suceda primero ocurre la eliminación del FeS de la mata para formar la escoria de la etapa de conversión, reacción que se expone a continuación:



Una vez formada la escoria, reacción que ocurre gracias a la afinidad del hierro por el oxígeno, se da paso a la formación del cobre blíster de acuerdo a:



Es por lo anterior que la composición de los polvos de fundición es muy probable encontrar compuestos como sulfuros tanto de cobre como de hierro, óxidos de hierro y silicatos, además de otras impurezas. Una composición típica de polvos de fundición podría presentarse con la siguiente distribución presentada en la Tabla 2.1:

Tabla 2.1 Composición típica de polvos de fundición<sup>3</sup>

Elemento	Cu	As	Sb	Bi	Pb	Fe
Porcentaje en peso (%)	18	16	0.3	1	4	7

Los polvos son recuperados desde el flujo de gases por diversos métodos dentro de los que se puede encontrar el uso de ciclones, precipitadores electrostáticos y sistemas de enfriamiento.

La composición de los polvos en cuanto a los compuestos presentes y sus concentraciones tiene relación con diferentes factores. Algunos de ellos son la mena que se procesa y las condiciones bajo las cuales operan los reactores utilizados, pero se ha observado que los dos factores preponderantes son el tipo de fusión que genera el polvo y el contenido de arsénico presente en ellos. El contenido de arsénico influye en mayor medida dependiendo del yacimiento desde el cual fue extraído del mineral, puesto que los arseniuros presentes (compuestos de cobre, arsénico y azufre) como la enargita  $\text{Cu}_3\text{AsS}_4$  en la etapa de flotación se comportan como sulfuros de cobre, por lo que prácticamente no hay eliminación de arsénico aquí. Es así como el arsénico que entra al proceso de fundición es el mismo que salió de la mina.

<sup>3</sup> Composición promedio extraído de: **Departamento de Ingeniería Metalúrgica Universidad de Concepción. 2010. Tecnología para eliminar elementos volátiles desde polvos metalúrgicos.** Concepción : s.n., 2010.

**Departamento de Ingeniería Metalúrgica Universidad de Concepción. 2015. Pruebas exploratorias de sulfatación de polvos de fundición y de tostación de concentrados de cobre.** Concepción : s.n., 2015.

En términos cuantitativos se puede mencionar que hay un porcentaje aproximado de 20% de arsénico que pasa a la escoria y un 15% que pasa al eje, por lo que un 65% del arsénico que entra al proceso productivo se distribuye entre los gases y los polvos formados en la fundición.

Con respecto al tipo de fusión que generan los polvos en Chile se puede encontrar dos tipos principalmente: fusión en baño y fusión flash. En el primer caso se encuentran polvos con contenidos bajos e intermedios de arsénico, es decir, menores a un 10%. Para el caso de fusión flash presente en Chuquicamata el contenido de arsénico es alto, superior al 15%.

La relevancia de conseguir un tratamiento metalúrgico para los polvos de fundiciones de cobre es que en su composición posee elementos valiosos y elementos contaminantes. De aquellos valiosos se puede mencionar que además del cobre, hay presencia de plata y oro, que es importante recuperar por su interés económico. Pero, es incluso más importante y fundamental, tener un proceso que permita eliminar las grandes cantidades de elementos contaminantes como arsénico, antimonio y bismuto, pues ya no es una opción la recirculación a fundición, procedimiento habitual hace algunos años, debido a que se acumulaban en la etapa de fusión de manera que había partículas que permanecían ahí sin salir. Lo anterior con propósito de disminuir las emisiones contaminantes al medio ambiente, situación actualmente regularizada por la ley chilena en el Decreto Supremo 28 que “Establece Norma de Emisión para Fundiciones de Cobre y Fuentes Emisoras de Arsénico”.<sup>4</sup>

## 2.2 TRATAMIENTOS EN CHILE

En Chile existen dos empresas que realizan un tratamiento a los polvos de fundición, ellas son Ecometales Limited filial de Codelco y la Fundición Altonorte del grupo Xstrata Copper Chile S.A las cuales procesan los polvos de las fundiciones de Codelco en el caso de la primera y en el caso de Altonorte los polvos producidos en la misma fundición Altonorte.

### 2.2.1 ALTONORTE<sup>5</sup>

La fundición Altonorte implementó la Planta de Tratamiento de Polvos, la cual se constituyó para el procesamiento de 100 toneladas diarias, con una vida útil de 25 años.

---

<sup>4</sup> **Ambiente, Ministerio del Medio.** Norma de Emisión para fundiciones de cobre y fuentes emisoras de arsénico.

<sup>5</sup><http://www.mch.cl/2008/01/25/altonorte-pone-en-servicio-planta-de-tratamiento-polvos-de-fundicion/>.

El tratamiento consiste en realizar una lixiviación a los polvos por medio de reactores agitados, donde se disuelve una parte del cobre contenido en ellos. El tratamiento continúa con la filtración en un filtro en prensa del producto obtenido en lixiviación con el objetivo de realizar una separación sólido-líquido. Es así como la lixiviación entrega un PLS que posteriormente se trata en la planta de Lomas Bayas de Compañía Minera Lomas Bayas S.A. para realizar las operaciones de extracción por solventes y electroobtención.

El PLS obtenido contiene en forma aproximada el 28% del cobre, 90% del arsénico y 85% del bismuto contenido en el polvo de fundición. En el proceso de lixiviación, además, se tiene como producto un ripio de lixiviación, el cual tiene de manera aproximada en su composición 72% del cobre, 10% de arsénico, 15% del bismuto y la totalidad de los metales preciosos, el cual es retornado a la fundición. El objetivo en cuanto a recuperación de cobre es mantener un porcentaje de alrededor de un 95% del elemento contenido en los polvos, mediante la combinación de ambos procesos.

### **2.2.2 ECOMETALES<sup>6</sup>**

Ecometales Limited, con el objetivo de estabilizar el arsénico y antimonio, ha creado dos procesos que actúan de forma secuencial, que consisten en: una planta de lixiviación de polvos de fundición para la recuperación de cobre seguida de una planta de abatimiento de arsénico y antimonio. En el caso de la primera (figura 2.1), la planta procesa polvos mediante lixiviación ácida, desde donde se obtiene un PLS rico en cobre y arsénico, el cual es procesado luego en la planta de abatimiento. Además, en la planta de lixiviación se obtienen borras, las cuales son retiradas a un depósito. Por su parte, la planta de abatimiento (figura 2.2), entrega un PLS que es llevado a la planta de tratamiento de mineral mediante lixiviación en pilas de la División Chuquicamata y, además, entrega escorodita que es retirada y transportada a un depósito de confinamiento.

---

<sup>6</sup> <http://www.ecometales.cl/operaciones-y-proyectos/lixivacion-de-polvos-de-fundicion-ntp/>.



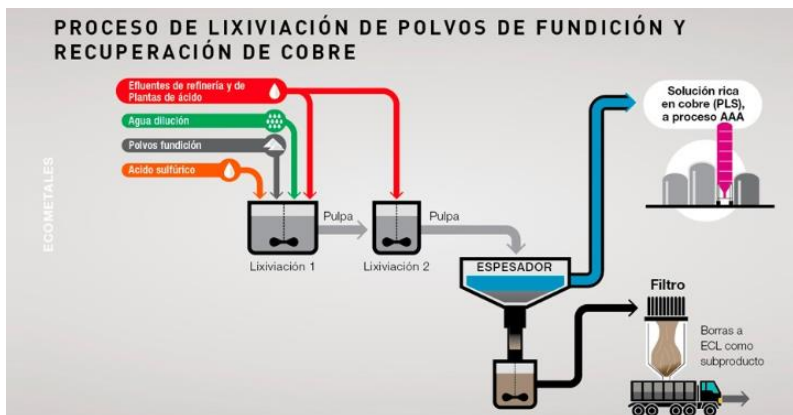


Figura 2.1 Diagrama del proceso de lixiviación de polvos de fundición y recuperación de cobre de planta Ecometales



Figura 2.2 Diagrama del proceso de abatimiento de arsénico y antimonio de planta Ecometales

### 2.3 NORMATIVA AMBIENTAL EN CHILE<sup>7</sup>

La normativa legal en Chile respecto de las emisiones para fundiciones de cobre y fuentes emisoras de arsénico es establecida por el Decreto Supremo 28 con fecha de publicación 12 de diciembre del 2013 y fecha de promulgación el 30 de julio de 2013 por el Ministerio de Medio Ambiente, la cual entró en vigencia el pasado 12 de diciembre del año mencionado.

Chile, de acuerdo a su constitución se compromete a resguardar la integridad física de las personas, lo que lleva consigo, el derecho a vivir en un ambiente no contaminado, por lo que es

<sup>7</sup> **Ministerio del Medio Ambiente.** Norma de Emisión para fundiciones de cobre y fuentes emisoras de arsénico.

menester que el parlamento formule y apruebe leyes y normas que vayan conforme a este propósito, restringiendo, como es este caso, las emisiones de material particulado, arsénico, dióxido de azufre y mercurio. Lo anterior, como es debido, regulado de acuerdo a las condiciones de aquellas empresas emisoras de estos contaminantes, su toxicidad y la tecnología aplicada en cada fundición, entre otros aspectos considerados al momento de evaluar la actual ley vigente.

Se menciona en esta ley que se consideran las emisiones para cada proceso unitario con el objetivo además de cooperar con fallas en los sistemas de control y la reducción de eventos de corta duración. También considera las emisiones fugitivas que ocurrían en la mayoría de las fundiciones y representaban un alto porcentaje de esta contaminación dada la forma abierta y discontinua de los procesos de fusión y conversión.

Como primer punto se realiza una definición de las fuentes, límites y términos con los que se tratará la norma, los cuales se presentan a continuación:

- a) Fuente emisora: será cualquier industria que realice tratamientos a altas temperaturas de minerales, en donde la materia que ingrese de arsénico sea superior a 0,005% en peso en base mensual.
- b) Fuente emisora existente: se refiere a las fundiciones que actualmente funcionan en Chile: Altonorte, Caletones, Chagres, Chuquicamata, Hernán Videla Lira, Potrerillos y Ventanas, además de cualquiera otra industria que emita arsénico que haya obtenido una resolución de calificación ambiental favorable antes de emitido el decreto 28.
- c) Fuente emisora nueva: es considerada de esta manera toda aquella nueva industria que cumpla con la resolución de calificación ambiental, luego de la publicación del decreto 28.
- d) Límite del sistema: corresponde al límite de la fuente emisora que determina los flujos de entrada y salida de un conjunto de operaciones consideradas para establecer el balance de masa de arsénico y de azufre. En particular, las corrientes o flujos de entrada se ubicarán inmediatamente antes del o los equipos de tostación, si existieran, o antes del o los equipos de secado de material o, si éstos no existieran, del o los equipos de fusión. Por su parte, las corrientes o flujos de salida incluyen a todos los productos y subproductos generados por una fuente emisora y por los equipos de control de emisiones, que no son recirculados dentro del límite del sistema. Se excluyen del interior del límite del sistema las operaciones
- e) de recepción y acopio del concentrado.

- f) Porcentajes de captura y fijación: se refiere a la capacidad de las industrias de juntar y abatir sustancias tóxicas o potencialmente tóxicas, tales como azufre y arsénico.

Uno de los aspectos más importantes y fundamentales de esta ley es el límite máximo de emisión al ambiente, tanto de arsénico (As) como dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>), para cada fuente emisora, donde además se les exige una captura y fijación de arsénico (As) y azufre (S) superior al 95%. La tabla 2.2 muestra las restricciones para cada fundición existente al momento de aplicado este decreto:

Tabla 2.2 Restricción de emisiones impuesta para cada fundición en funcionamiento en Chile

<b>Fuente emisora</b>	<b>As (ton/año)</b>	<b>SO<sub>2</sub> (ton/año)</b>
<b>Caletones</b>	130	47.680
<b>Chuquicamata</b>	476	49.700
<b>Altonorte</b>	126	24.000
<b>Ventanas</b>	48	14.650
<b>Hernán Videla Lira</b>	17	12.880
<b>Chagres</b>	35	14.400
<b>Potrerosillos</b>	157	24.400

Como punto importante es necesario mencionar que esta ley establece cuáles serán los plazos límite para que las fuentes emisoras cumplan con la nueva norma vigente, donde habrá un plazo de 5 años para aquellas que no posean planta de ácido de doble contacto y de 3 años para aquellas que ya la posean. Además, establece los métodos de medición para las fundiciones con el objetivo de verificar el cumplimiento de la norma, por ejemplo, para medir arsénico y mercurio en las plantas de ácido y horno de limpieza de escoria se debe usar el método denominado “Determinación de emisión de metales desde fuentes fijas” el cual es ratificado por el Ministerio de Salud. Es necesario mencionar también, que las fundiciones deberán entregar informes cada mes que comprueben el

cumplimiento de la normativa a la Seremi del Medio Ambiente y a la Superintendencia del Medio Ambiente.

Este decreto no deja fuera la posibilidad de que nuevas empresas estén dispuestas a establecerse como fundición en el país, por lo que esta normativa fija los límites de emisión para el azufre y arsénico desde el momento en que esta entre en operación, consolidando ambos límites en un 2% con respecto a la cantidad ingresada a esta fuente emisora.

A continuación, se presentan algunos de los proyectos que han ejecutado las fundiciones en Chile, para poder cumplir con el decreto 28 anunciado:

Proyectos en etapa de ejecución a junio de 2017 con puesta en marcha en 2018:

- “Mejoramiento Integral, Captación y Procesamiento de Gases, Potrerillos” operada por Codelco División Salvador
- “Construcción de Planta de Tratamiento de Escoria” operada por Codelco División El Teniente
- “Transformación de Plantas de Ácido 3 y 4” operada por Codelco División Chuquicamata
- “Reducción de emisiones en Planta de Limpieza de Gases de Fundición” operada por Codelco División El Teniente

## 2.4 EFECTOS EN LA SALUD QUE PROVOCA EL ARSÉNICO

En el área minera, en específico la minería cuprífera en Chile, se generan ciertas emisiones de contaminantes, que dado los procesos metalúrgicos que sufren los minerales, se producen espontáneamente dadas las condiciones de composición, cinética y termodinámica.

Sin embargo, es necesario conocer un poco más a fondo qué tan nocivo son para la salud algunos de estos contaminantes, en este caso de arsénico.

El arsénico es considerado uno de los elementos más tóxicos existentes en el mundo, donde el ser humano puede ser expuesto de diferentes formas a este como por ejemplo la comida, el aire y el agua, incluso puede suceder por el contacto con la piel al agua y aire.

Hay varios factores que influyen en que una persona sea más propensa a entrar en contacto con arsénico, que no dependen de él, estos son: aquellas que consumen importantes cantidades de vino, aquellas que trabajan con arsénico, gente que vive en granjas donde se usó en el pasado este elemento como pesticida, aquellas que vive en casas donde se usaron conservantes para la madera

Existen dos formas en que se puede encontrar el arsénico: orgánico e inorgánico. Como se ha mencionado antes, una de las formas de contacto entre el ser humano y esta tóxica sustancia son los alimentos, que, en general, presentan una mínima cantidad de arsénico, situación que tiene como excepción los productos marinos, que son contaminados por el mismo mar donde se desarrollan. Es importante destacar que los peces y mariscos que posean arsénico inorgánico serán mucho más dañinos que aquellos que posean una concentración igual, pero de la especie orgánica.

En general, se puede decir que el arsénico orgánico tiene un nivel de agresividad menor, ya que incluso a elevadas concentraciones en el cuerpo los máximos daños ¿podrían llegar a ser dolor de estómago y lesiones en nervios. Totalmente opuesta es la consecuencia que puede tener la exposición al arsénico inorgánico en la salud, ya que se puede causar infertilidad y abortos en mujeres, puede dañar el ADN, cambios en la piel, daño en el cerebro, pérdida de la resistencia a las infecciones, puede causar perturbaciones en la piel y el corazón. Otras complicaciones de salud son la posibilidad de desarrollar diferentes tipos de cáncer como el cáncer de hígado, linfa, piel y pulmón, además podría provocar irritación de intestinos, estómago y pulmones, además de influir en una disminución de la producción de glóbulos rojos y blancos.

## 2.5 PROCESO DE SULFIDIZACIÓN- VOLATILIZACIÓN PARA POLVOS DE FUNDICIÓN<sup>8</sup>

Para la realización de esta memoria se consideró el estudio de sulfidización-volatilización realizado por Departamento de Ingeniería Metalúrgica (DIMET) de la Universidad de Concepción el año 2012. Esto con el propósito de analizar este proceso, y establecerlo como base para desarrollar una propuesta integral para el tratamiento de polvos de fundición.

DIMET desarrolló un estudio de polvos de fundición generados en una operación de fusión flash con altos contenido de arsénico y a polvos de fundición generados en una operación de fusión en baño con dos niveles de contenido de arsénico. Dado que esta memoria se centra en los polvos producidos en la fundición de Chuquicamata, la cual opera con fusión flash, es que se consideró específicamente las conclusiones para este tipo de polvos.

El proceso sulfidización-volatilización surgió de la necesidad de la industria pirometalúrgica chilena de poder disminuir las emisiones contaminantes al medio ambiente y, además de controlar las concentraciones de elementos menores, con el fin de garantizar la calidad del producto fin. El objetivo principal de este proceso productivo consiste en la eliminación principalmente de arsénico

---

<sup>8</sup> **Departamento de Ingeniería Metalúrgica Universidad de Concepción, Tecnología para eliminar elementos volátiles desde polvos metalúrgicos.**

(As) y de otros contaminantes como antimonio (Sb) y bismuto (Bi), mediante la incorporación de azufre (S) que permite la sulfidización de estos compuestos, es decir, transformar aquellos compuestos que contengan arsénico, antimonio o bismuto en sulfuros de estos. Posteriormente, por aumento de la temperatura, dichos compuestos sulfurados pasan del estado sólido al gaseoso, generando así una separación de fases teniendo como resultado gases y polvos que contienen 3% de arsénico residual.

### 2.5.1 VOLATILIZACIÓN

El estudio de DIMET comenzó conociendo el comportamiento de los elementos del grupo Va de la tabla periódica, presentes en los polvos de fundición y por los que los hace potencialmente contaminantes. De estos elementos se mencionó que poseen como característica principal una alta presión de vapor, lo que permite la formación de compuestos volátiles. Esto se constituye como un punto muy favorable, ya que admitió una separación de fases, es decir, los compuestos que contenían As, Bi y Sb se encontraron en fase gas y los demás compuestos que componen los polvos quedaron en fase sólida.

Uno de los primeros puntos que consideró el estudio de DIMET fue en relación a las diferentes formas en que se pueden presentar estos elementos del grupo Va, es decir, les fue necesario verificar el comportamiento de óxidos, sulfuros y especies metálicas con respecto a sus presiones de vapor. Lo anterior se pudo analizar mediante diagramas que comparan presión y temperatura, en este caso consideraron específicamente  $\log P_v/s T$  y que se presenta en la figura 2.3 y 2.4.

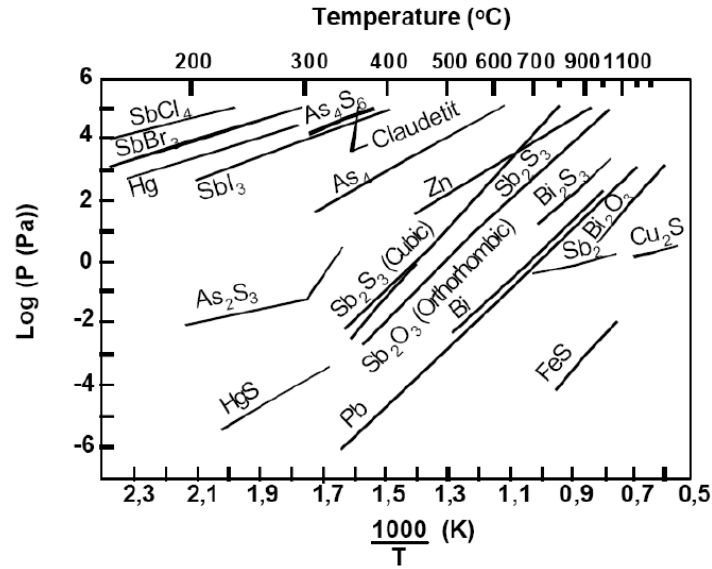


Figura 2.3 Presiones de vapor para diferentes óxidos y sulfuros de elementos del grupo Va, según



<sup>9</sup> "Removal of arsenic, antimony and mercury from tetrahedrite concentrates by low-temperature volatilizing roasting", Mater. Process. Technol. Environ. Prot. Min. Metall., Proc. Int. Symp., 1993, Editor(s): Godbehere, P. W., Can. Inst. Min. Metall. Pet. pág. 23-30.

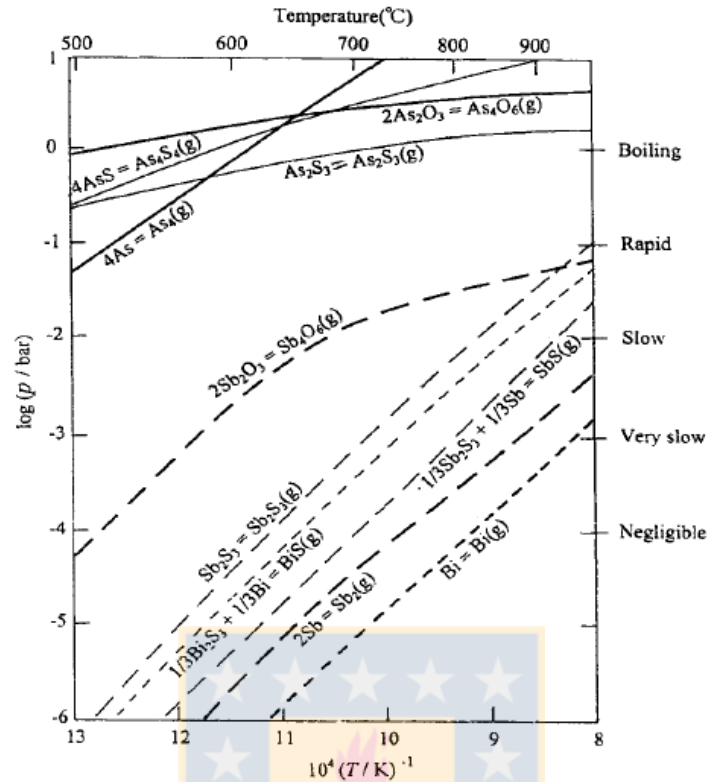


Figura 2.4: Presiones de vapor para diferentes óxidos y sulfuros de elementos del grupo Va, según Nakasawa y Yasawa<sup>10</sup>

De los gráficos anteriores el estudio de DIMET observó que a mayores temperaturas los sulfuros muestran una mayor volatilización por lo que fueron seleccionados como los compuestos a formar en esta etapa. De lo anterior, DIMET concluyó que la etapa previa a la volatilización debía ser una sulfidización de los óxidos presentes en los polvos de fundición.

## 2.5.2 SULFIDIZACIÓN

Esta primera etapa consiste en transformar las especies presentes en los polvos, óxidos y sulfatos, reaccionando con azufre elemental, para dar paso a sulfuros de los elementos en estudio, donde el departamento eligió azufre elemental, pues arrojó mejores resultados que la reacción con pirita ( $\text{FeS}_2$ ).

El plan experimental de DIMET de sulfidización–volatilización consistió en establecer las variables a evaluar con el objetivo de conocer cómo operaban los equipos que realizarían estos procesos. Dentro de estos parámetros estuvieron: temperatura, tiempo de reacción y exceso de

<sup>10</sup> “Simulation of the removal of arsenic during the roasting of copper concentrate.” Nakazawa & Yazawa, Metallurgical and Materials Transactions B: (1999), 30B(3), pág. 393-401.



azufre. Para determinar este último parámetro, el exceso de azufre, DIMET consideró el arsénico, por ser el elemento más afín con el azufre, comparado con el bismuto y antimonio.

De acuerdo a las pruebas que realizó DIMET con el objetivo de eliminar los elementos del grupo Va a los polvos de fundición de fusión flash, bajo la condición de ser a presión atmosférica, obtuvieron resultados importantes

- El residuo que sale de la etapa de S-V está compuesto principalmente por fases sulfuradas de hierro y cobre.
- Las extracciones de arsénico no se ven afectadas negativamente al emplear material a la forma de pellets, que tiene como propósito facilitar el contacto polvo-azufre durante la sulfidización y evitar el arrastre de finos durante la volatilización. Los pellets a fabricar decidieron que deben ser de 3 a 10 mm utilizando bentonita como ligante. Además, la compactación tampoco afecta de manera negativa la S-V.
- Decidieron realizar la sulfidización y volatilización en un mismo reactor. Las pruebas de laboratorio arrojaron que entre un horno de lecho fluidizado y un rotatorio es mejor el rotatorio, ya que las remociones de arsénico fueron menores en el reactor de lecho fluidizado.
- Concluyeron que la sulfidización se debe realizar en un rango de temperaturas entre 100 °C y 150°C, pues aquí alcanzaron extracciones superiores al 95% de arsénico.
- Comprobaron que la etapa de volatilización debe realizarse a 700°C, pues permite la volatilización de los sulfuros de arsénico, en conjunto con el azufre libre, que corresponde al exceso ingresado de un 25%.
- Los gases de salida del horno deben pasar por ciclones para realizar una separación de los finos que se hayan arrastrado.
- Los gases que salen del ciclón deben pasar a un condensador con el objetivo de bajar la temperatura de estos gases y, de esta forma, condensar el  $As_2S_3$  y el S presentes y poder almacenar en un depósito de residuos peligrosos, dado que hay arsénico.
- Finalmente los gases que salen del condensador deben ser enviados a una etapa de lavado y neutralización de gases.

### **2.5.3 CONCLUSIONES ESTUDIO DIMET**

El estudio realizado por DIMET UDEC, con respecto al proceso de sulfidización-volatilización se presenta como un proceso unitario que permite la extracción eficiente de arsénico, pues logra este objetivo casi en su totalidad, eliminando aproximadamente un 97% de este contaminante presente en los polvos de fundición.

El proceso de S-V por lo tanto, se presenta como un proceso productivo atractivo para controlar las emisiones de arsénico, ya que este compuesto queda como un condensado en conjunto con el azufre, generando un residuo que se ubica en disposición de residuos peligrosos, pues se debe tener en cuenta que el arsénico es peligroso y se debe evitar que entre en contacto con el aire, para evitar su oxidación.

Adicionalmente los polvos de fundición presentan un 18% de Cu (tabla 2.1), lo que hace necesario complementar este proceso de tal manera de recuperar el cobre presente. Lo anterior para conseguir un beneficio económico, además del beneficio ambiental provocado al mantener el control del arsénico presente en los polvos.

Para llevar a cabo la recuperación de cobre es que se piensa en realizar una tostación a los polvos ya desarsenificados, para generar compuestos que permitan ser enviados a una planta de lixiviación, extracción por solventes y electroobtención.



### **3 CAPITULO 3: PROPUESTA DE TRATAMIENTO**

#### **3.1 METODOLOGIA**

Para la elaboración de la propuesta de tratamiento de polvos de fundición de Chuquicamata, se consideró como punto inicial el proceso de sulfidización-volatilización, desarrollado por el DIMET. El resultado de este proceso de forma unitario, entrega polvos con un mínimo contenido de arsénico, cumpliendo así la normativa legal vigente, sin embargo se observa que existe un porcentaje alto de cobre presente en ellos, por lo cual se realizará propuesta de tratamiento, que permita recuperar el cobre y adicionalmente eliminar elementos perjudiciales en los procesos posteriores como lo es el hierro y plomo.

En una primera instancia se propone realizar una tostación sulfatante para los polvos desarsenificados, y, una vez sulfatados, los sulfuros de cobre y de plomo, enviar a lixiviación. Sin embargo, esta idea inicial se desestimó, ya que en estas condiciones habría una acumulación de sulfato inmanejable, pues el azufre se transformaría en sulfato y quedaría en solución, recirculándose entre lixiviación y electroobtención, lo que provocaría el uso de agua fresca y no recircular desde electroobtención. Por lo anterior se modifica la idea inicial y se decide estudiar la tostación oxidante.

La segunda propuesta y definitiva es realizar una tostación oxidante. Lo primero que se realiza es un análisis de la termodinámica del sistema en cuestión para posteriormente se realizar el balance de masa, para cada uno de los equipos que serán parte de la propuesta de tratamiento (S-V y T-O), para luego realizar estudio económico, mediante la evaluación del proyecto al realizar flujo de caja, analizando su factibilidad por medio de los indicadores valor actual neto (VAN) y tasa interna de retorno (TIR), realizando posteriormente un análisis de sensibilidad.

#### **3.2 TOSTACIÓN OXIDANTE**

La tostación es un proceso metalúrgico que consiste en el cambio de la composición química de un mineral metálico por reacción a alta temperatura, pero sin cambio de su estado sólido (sin fusión) con las sustancias gaseosas de la atmósfera del horno.

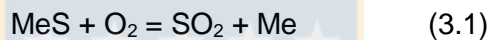
La tostación es una preparación aplicable tanto a la extracción pirometalúrgica como hidrometalúrgica, ya que sus fines son diversos en dependencia de la naturaleza del mineral, óxidos, sulfuros, etc., y del reactivo gaseoso utilizado: oxígeno, óxido de carbono, cloruros, pudiéndose distinguir, según sea este, tres tipos básicos: oxidante, reductora y clorurante, donde la tostación de interés para este estudio es la oxidante que se realiza sobre sulfuros.

La tostación oxidante tiene tres subclasificaciones dependiendo del objetivo que se desea lograr:

- Extracción directa: descomponer la mena con el fin de obtener el metal libre.
- Facilitar la separación: descomposición de la mena entregando un compuesto que sea más fácil de separar, por ejemplo, un óxido o un sulfuro más sencillo.
- Tostación parcial: descomposición de la mena en otros compuestos intermedios para una posterior transformación química.

### 3.2.1 EXTRACCIÓN DIRECTA

Aquí el objetivo es que la mena sea descompuesta al reaccionar y formar un gas y el metal presente. La temperatura de reacción depender de la mena a tratar, pero, por lo general se realiza a temperaturas mayores a los 400°C. La reacción se representa mediante la reacción general:



### 3.2.2 FACILITAR LA SEPARACIÓN

El propósito de esta tostación es transformar la mena en un nuevo compuesto que sea más fácil de separar. En esta subclasificación, se pueden encontrar tres tipos distintos de tostación, que son:

- Transformación de un sulfuro en un sulfato con el propósito de procesar luego vía hidrometalúrgica, dada la solubilidad de los sulfatos



- Transformación de un óxido en otro óxido, con el objetivo de formar un compuesto donde el metal tenga una menor afinidad con el oxígeno



- Transformar un sulfuro en un óxido, también denominada tostación a muerte



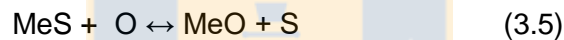
### 3.2.3 TOSTACIÓN PARCIAL

Esta tostación tiene como propósito transformar la mena mediante oxidación parcial, es decir, no se transforma la mena por completo, queda una parte del metal como óxido y la otra parte del metal queda en su compuesto original. Dentro de la tostación parcial también existe una subclasificación:

- Tostación parcial previa a una fusión: donde el objetivo es separar dos metales presentes en una mena compleja sulfurada. Esto se realiza eligiendo una temperatura adecuada donde un metal quede como sulfuro y el otro quede como óxido. Lo que facilita la separación en la posterior fusión añadiendo los reactivos adecuados, pues uno se encontrará en estado fundido y el otro a la forma de escoria.
- Tostación parcial previa a una reacción: aquí el objetivo es no provocar la oxidación completa del sulfuro, para llegar a tener una parte de óxido y una de sulfuro sin reaccionar y así tener una reacción final entre ellos

El análisis de las condiciones de tostación oxidante se realiza con ayuda del diagrama isotérmico de áreas de estabilidad de Kellog-Ingraham del sistema Me-S-O.

Los sulfuros con mayor grado de oxidación se calcinan perdiendo un átomo de azufre que se desprende como vapor desde el interior de los granos y el átomo estable de azufre se elimina por difusión en contracorriente de S y O, el primero hacia el exterior y el segundo hacia el interior de la partícula; el mecanismo puede explicarse considerando que ambos átomos, de similares características físicas se sustituyen mutuamente en la red cristalina según la reacción:



### 3.2.4 DIAGRAMAS DE TOSTACIÓN DE KELLOG-INGRAHAM

El sistema químico físico de la tostación está compuesto de: metal, azufre y oxígeno y admite un máximo de cinco fases en equilibrio. Al operar a temperatura constante se reducen a cuatro fases. Tres fases son combinaciones del metal, su sulfuro, su óxido y su sulfato y la cuarta está constituida por una mezcla de gases sometido a una presión externa de 1 atm.

Cuando coexisten con el gas solo dos fases condensadas, el sistema en condiciones isotérmicas, tiene un grado de libertad y las líneas de equilibrio son representables en el plano coordinado de dos dimensiones. El estudio gráfico de estos sistemas ternarios con una restricción se realiza mediante el diagrama isotérmico de Kellog-Ingraham.

La operación industrial se realiza en presencia del aire atmosférico y a temperaturas mayores de 500°C, generalmente entre 750°C y 950°C, que, siendo superiores a la de temperatura de ignición de la reacción no superan el punto de reblandecimiento de la carga. Las reacciones son exotérmicas utilizándose parte del calor generado para precalentar la carga y el aire, recuperándose el sobrante fuera del reactor, normalmente para la generación de vapor. Los gases ricos en SO<sub>2</sub> se utilizan en la producción de ácido sulfúrico.

En la figura 3.1 se muestra un diagrama general de Kellog para representar la estabilidad de especies, en función de la presión de  $\text{SO}_2$  y  $\text{O}_2$

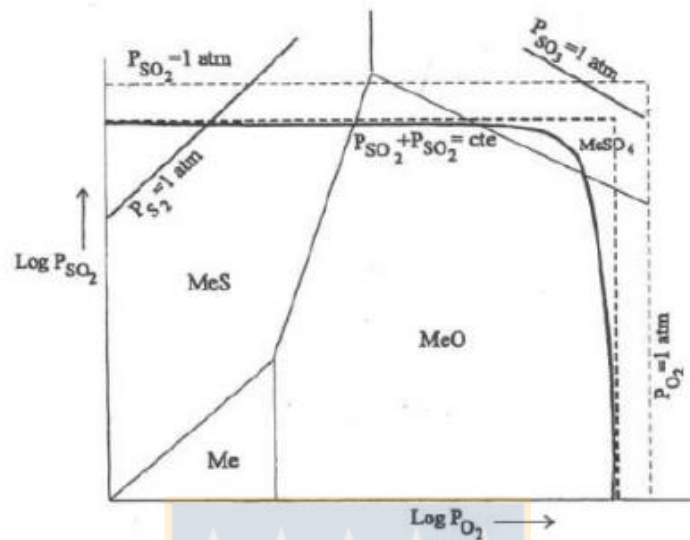


Figura 3.1 Diagrama tipo de Estabilidad de fases de Kellog-Ingraham

### 3.2.5 CONSIDERACIONES PARA PROPUESTA DEL FLOWSHEET

De acuerdo a los antecedentes presentados en el capítulo 2, se pueden entregar algunas conclusiones que servirán para elaborar una propuesta de tratamiento para los polvos de fundición Chuquicamata:

1. El proceso de sulfidización-volatilización se presenta como un proceso unitario que permite la extracción eficiente de arsénico, pues logra este objetivo casi en su totalidad, eliminando un 97% de este contaminante presente en los polvos de fundición.

2. El proceso de tostación oxidante enfocado en la transformación de sulfuros y sulfatos de cobre presentes, con el objetivo de tener óxidos de cobre para ser enviados luego a una planta de LIX-SX-EW.

Es necesario considerar que para el proceso de sulfidización-volatilización hay límites para el plomo, zinc y níquel, aproximadamente de un 4%, dado que podrían formar fases estables con los elementos del grupo VA o incluso si los sulfuros de Pb, Ni y Zn llegan a su punto de fusión podrían provocar que los elementos contaminantes (As, Bi y Sb) se diluyan quedando en fase estable, dificultando su eliminación desde los polvos.

Además, en el proceso de tostación oxidante se debe tener como límite máximo un 3% de As presente en el material a procesar, pues de haber sulfuros de arsénico presentes podrían llegar a formar óxidos de arsénico altamente tóxicos. Adicionalmente en la tostación oxidante, se debe considerar que el hierro presente se debe llevar a una forma estable no soluble, para poder separarlo de la corriente que ingrese a lixiviación, para llevar un control de esta impureza en la etapa posterior de electroobtención. De igual manera es necesario que el plomo presente como PbS sea transformado a la forma de sulfato, con el mismo propósito del hierro, de ser separado de la corriente que ingrese a lixiviación, aprovechando la insolubilidad de este sulfato.

De acuerdo a lo expuesto en los párrafos precedentes, se deduce que será necesario tener un análisis químico de los polvos de forma diaria para verificar la composición de estos y decidir si es posible su procesamiento tal cual o si es necesario realizar alguna mezcla de ellos para conseguir la composición requerida y no tener complicaciones en etapas posteriores a la tostación oxidante.

### **3.3 CONDICION TERMODINÁMICA DE PROCESO DE TOSTACIÓN OXIDANTE**

Uno de los objetivos principales de realizar el proceso de tostación oxidante es transformar el hierro presente como FeS y llevarlo a  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  y fijar el plomo que está presente en los polvos de fundición como PbS a la forma de  $\text{PbSO}_4$ , con el objetivo de separar estos elementos del cobre, evitando la formación de fases estables de plomo como se ha mencionado anteriormente y de convertir en insoluble el hierro presente en los polvos desarsenificados. Para llevar a cabo este propósito es necesario realizar un análisis de estabilidad tanto de los sulfatos de plomo como de la formación de hematita ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) mediante el análisis del diagrama de Kellog-Ingraham a las temperaturas presentadas en el capítulo 2 de la estabilidad de cobre, con el fin de conocer bajo qué condiciones es posible separar los sulfatos de cobre de los sulfatos de plomo y hematita

Para conocer las condiciones bajo las cuales han de formarse los compuestos recién mencionados, se han fabricado, mediante el programa HSC Chemistry 6, los diagramas de estabilidad de Cu, Fe y Pb en relación a las presiones parciales de  $\text{O}_2$  y  $\text{SO}_2$  a la temperatura de  $800^\circ\text{C}$ , figura 3.2 a) y b), 3.3 a) y b) y 3.4 a) y b), pues como se mencionó anteriormente es normal que los procesos de tostación se realizan por sobre los  $750^\circ\text{C}$ . Con estos tres diagramas se podrá comprobar si  $800^\circ\text{C}$  es la temperatura adecuada para formar los compuestos de óxidos de cobre, sulfatos de plomo y óxidos de hierro (hematita) para, en una etapa posterior, realizar una separación sólido-líquido.

Para diferenciar los límites de zona de estabilidad de sulfatos y oxisulfatos de cobre, se realiza acercamiento en los diagramas (b). Estos se presentan a continuación:

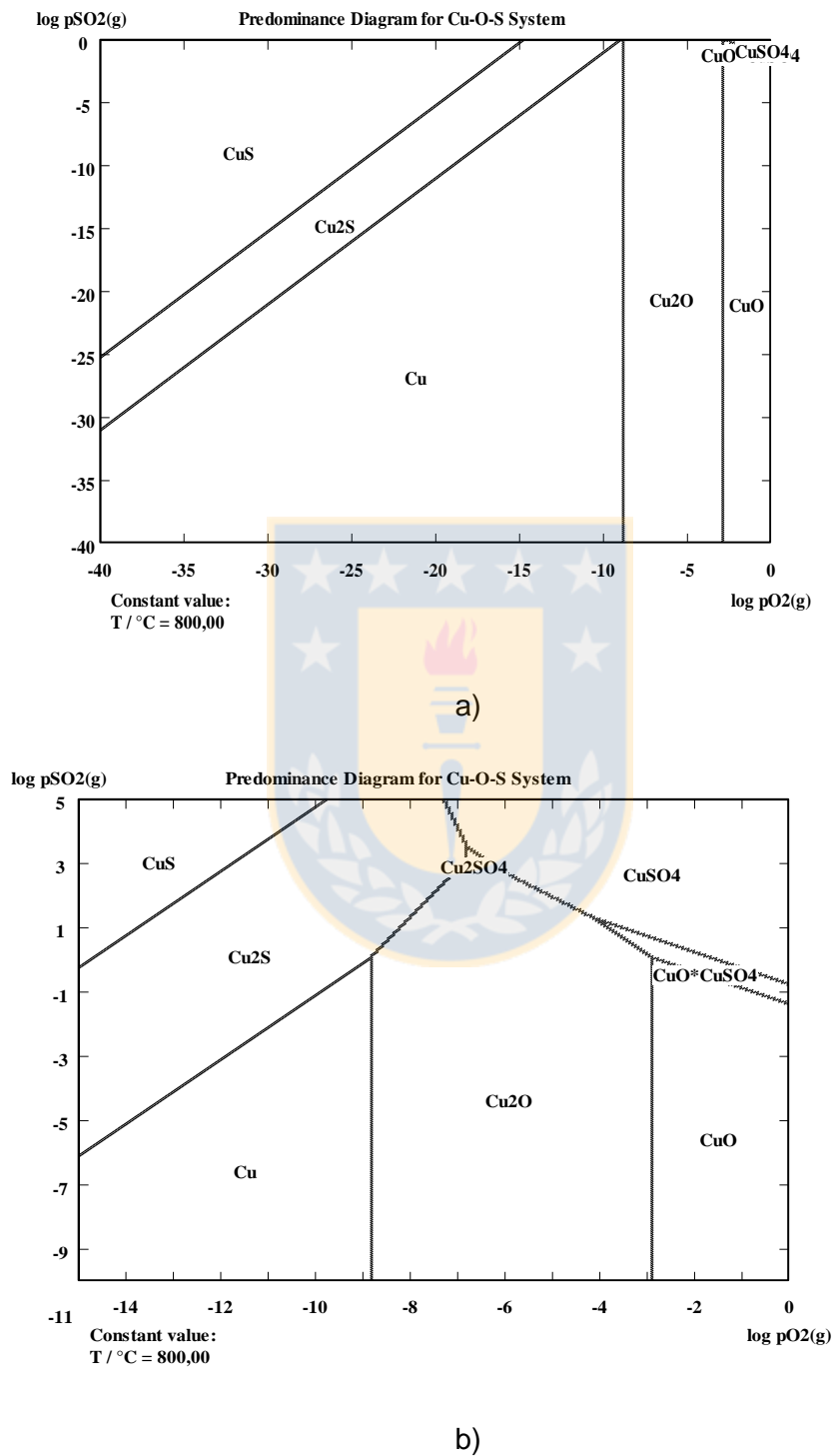
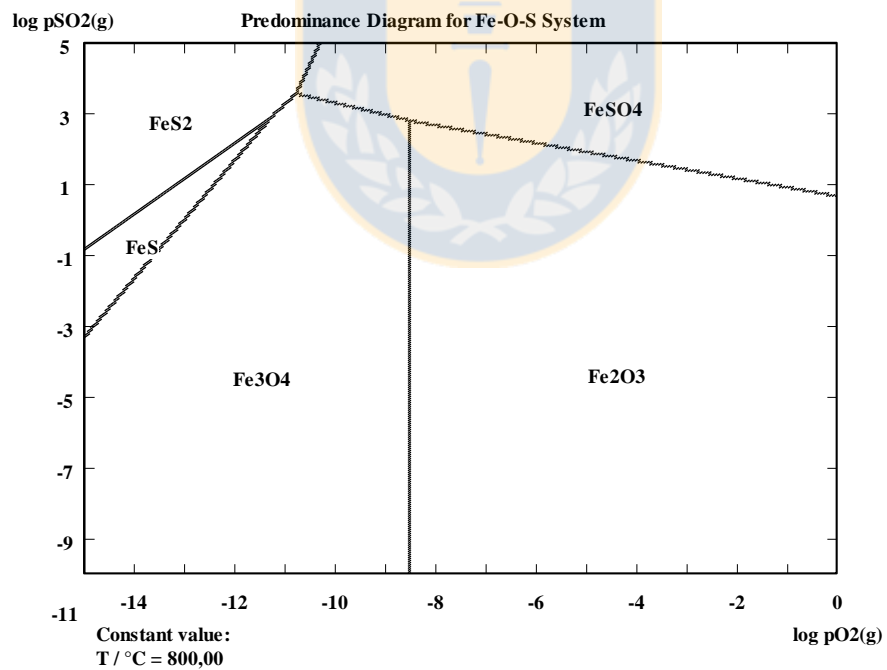
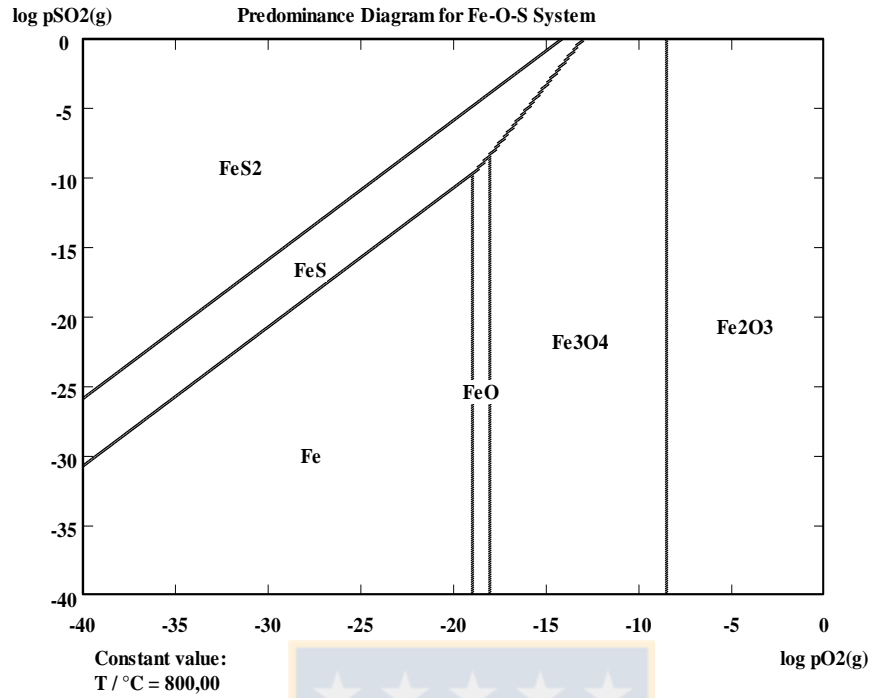


Figura 3.2 a) Diagrama de Kellogg-Ingraham de Cu a 800°C. b) Acercamiento Diagrama de Kellogg-Ingraham de Cu a 800°C.





b)

Figura 3.3 a) Diagrama de Kellog-Ingraham de Fe a 800° C. b) Acercamiento Diagrama de Kellog-Ingraham de Fe a 800° C.

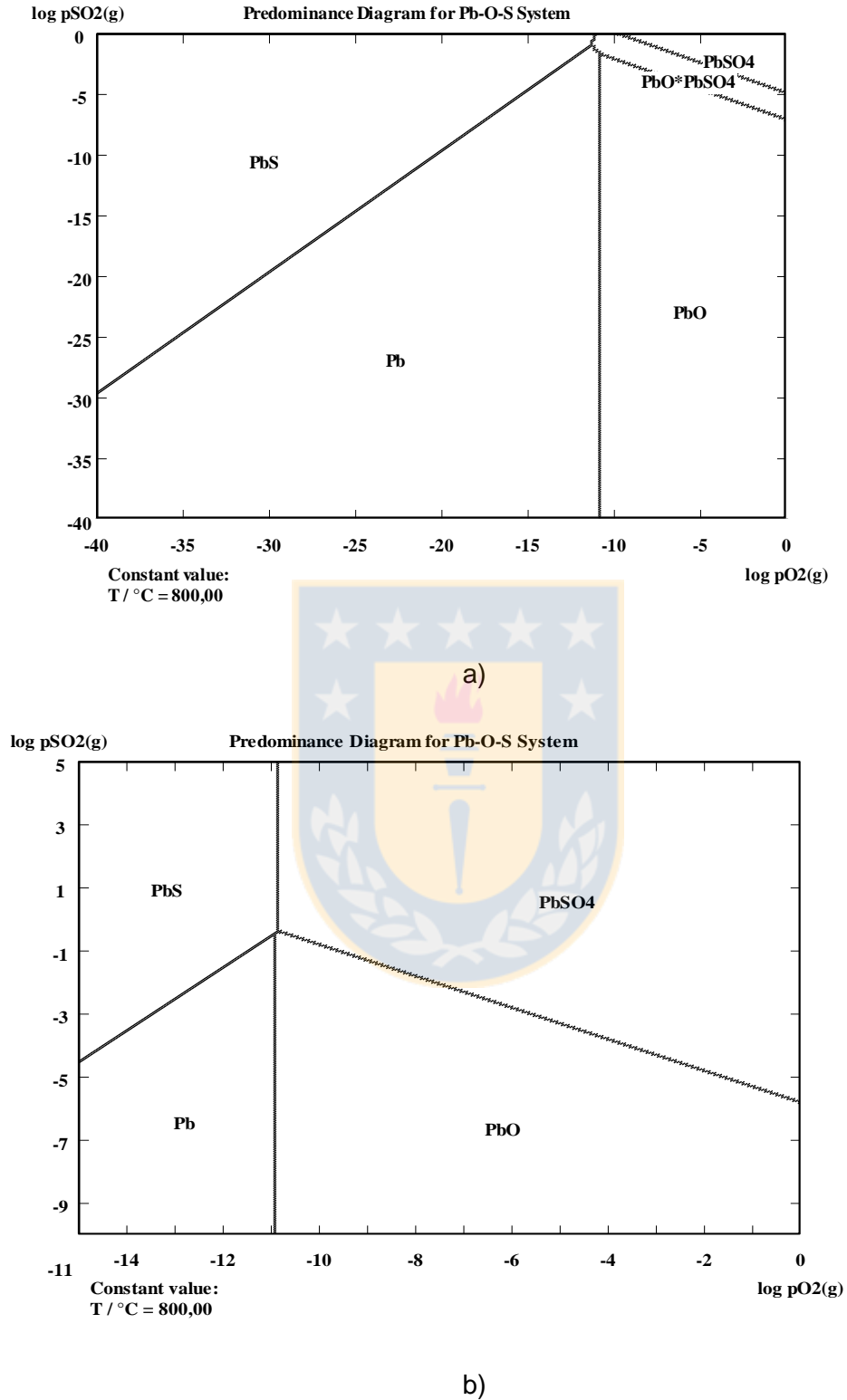


Figura 3.4 a) Diagrama de Kellog-Ingraham de Pb a 800°C. b) Acercamiento Diagrama de Kellog-Ingraham de Pb a 800°C.

De esta manera se observa el comportamiento del Fe, Pb y Cu a 800°C, donde se determina que es la temperatura adecuada para la formación de óxidos de cobre, sulfatos de plomo y hematita, esto se evidencia en el diagrama combinado (figura 3.5), que además delimita el área de trabajo donde estos 3 compuestos son estables. Cabe mencionar que el diagrama de Hierro ha sido puesto en colores, para facilitar su lectura e interpretación. El diagrama se presenta a continuación:

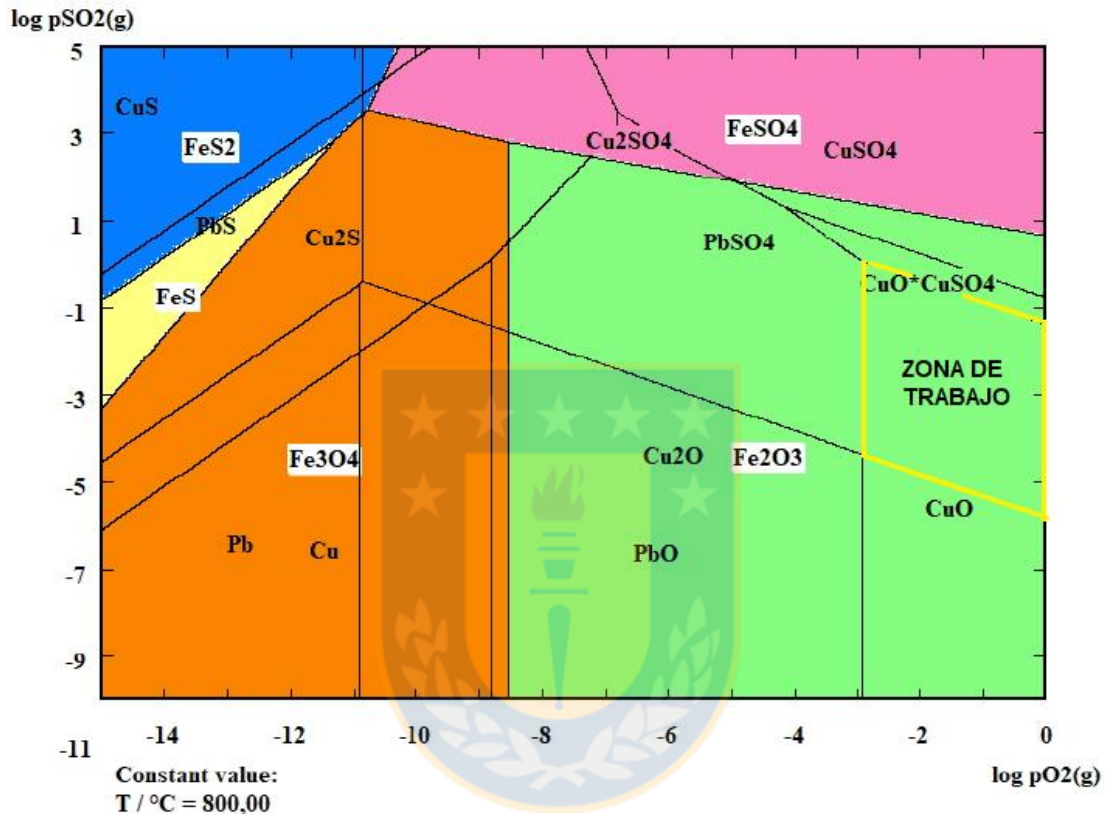


Figura 3.5 Diagrama de Kellogg-Ingraham combinado Cu-Pb-S-O. (Zona de trabajo)

De esta forma se puede concluir que se debe trabajar a 800°C para lograr una separación de sulfatos de plomo y cobre, con rango de operación de  $[10^{-5} - 10^{-1}]$  atm para el  $\text{SO}_2$  y  $[10^{-3}-1]$  atm para el  $\text{O}_2$ .

### 3.4 PROPUESTA DE FLOWSHEET

Entonces se plantea un flowsheet INICIAL para poder trabajar los polvos de fundición Chuquicamata donde será necesario conocer la composición de los polvos a tratar, ya que del porcentaje de arsénico dependerá si se comienza con tostación oxidante o sulfidización volatilización. El Flowsheet se presenta en la figura 3.6:

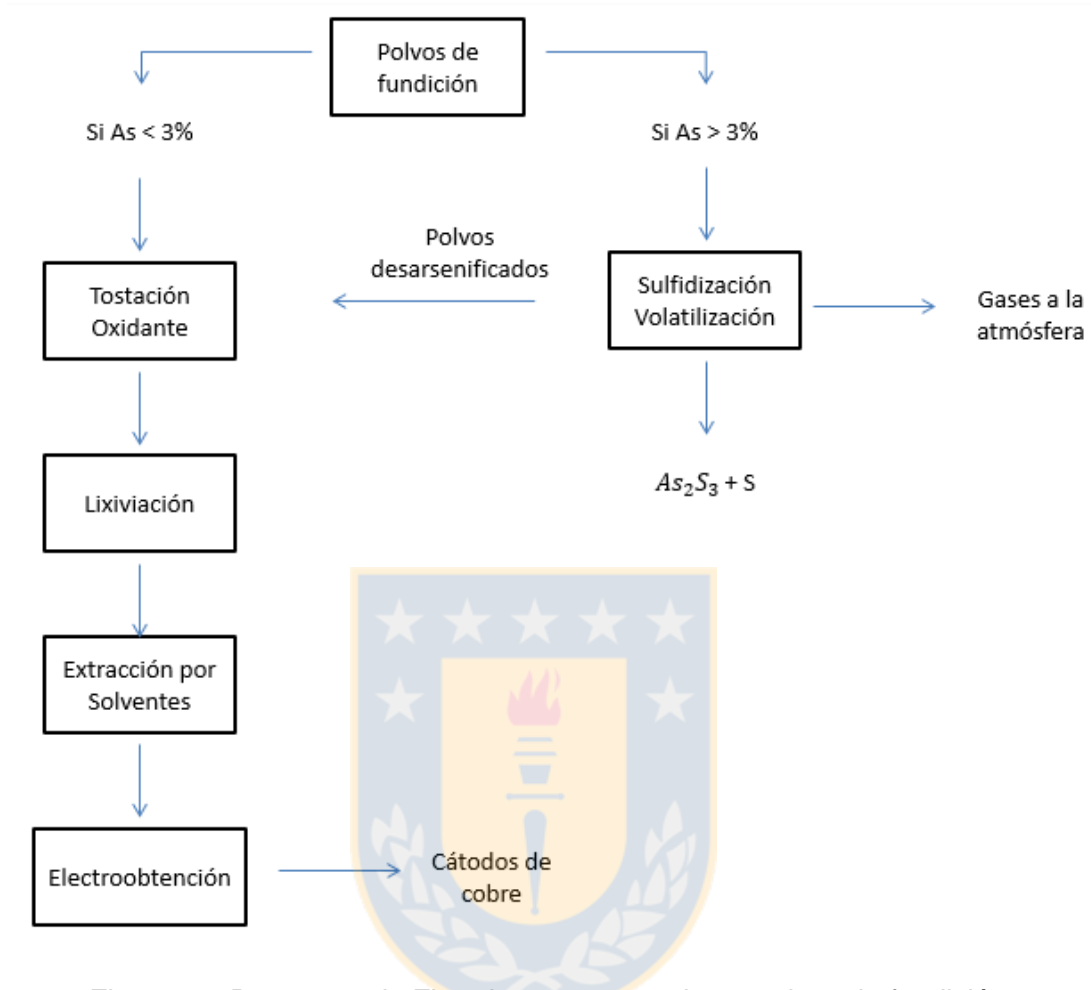


Figura 3.6 Propuesta de Flowsheet procesamiento polvos de fundición.

El flowsheet presentado contempla el procesamiento de los polvos mediante el proceso sulfidación-volatilización, para que, una vez desarsenificados puedan ser llevados a un segundo proceso de tostación oxidante que permitirá recuperar el cobre al convertirlo desde sulfuro en óxido y de esta manera ser llevado a una planta de hidrometalurgia, donde podrá ser recuperado el cobre a la forma de cátodos con 99,99% de pureza.

### 3.4.1 HORNO PARA REALIZAR TOSTACIÓN OXIDANTE

Se realiza la elección del horno de acuerdo a las características que presentan los polvos desarsenificados que salen del horno rotatorio, como del ciclón que recupera el arrastre desde el equipo rotatorio.

Los polvos como se mencionó en el capítulo 2 son tan finos, aproximadamente de 8  $\mu\text{m}$  de diámetro, que dificultan su tratamiento en los hornos metalúrgicos, sin embargo, para evitar una

nueva peletización, se decide elegir un horno de lecho fluidizado, ya que este horno al ser fluidizado, es decir, al tener en suspensión las partículas aumentan considerablemente la superficie de contacto entre la fase sólida y la fase gas, debido a que el lecho se mantiene en constante movimiento. Lo anterior es primordial para llevar a cabo una tostación oxidante eficiente y conseguir los óxidos de cobre, sulfatos de plomo y hematita

El horno de lecho fluidizado tiene un funcionamiento que principalmente consiste en mantener la alimentación, como partículas agitadas constantemente, gracias a la acción de un gas (aire precalentado) que ingresa al horno y que es suministrado, a través, de toberas equidistantes que permiten el ingreso uniforme de este gas, lo que permite tener reacciones eficientes dentro del horno.

### 3.4.2 TIPO DE LIXIVIACION

1. Lixiviación in situ: Este tipo de lixiviación como su nombre lo indicado se lleva a cabo en el yacimiento, o sea no hay movimiento del mineral, solo se realiza una disminución de tamaño mediante el uso de explosivos, con el propósito de aumentar el área de exposición del mineral a lixiviar. Este mecanismo además necesita de la instalación de pozos que permitan el drenaje de las soluciones (PLS).
2. Lixiviación en botaderos: Esta lixiviación normalmente es usada cuando se tienen sulfuros primarios y secundarios, que además tienen leyes escasas. Lo anterior quiere decir que es un método usado cuando no se tiene la urgencia de obtener un PLS rápido, ya que al tener leyes ínfimas será lenta la recolección de un PLS rico en cobre. Esta lixiviación requiere de un sitio cubierto de material impermeable que representa el botadero sobre el cual será depositado el mineral a lixiviar. Algunas medidas de botaderos grandes pueden llegar a contener 300.000 toneladas de material
3. Lixiviación en pilas: Este tipo de lixiviación es parecida a la lixiviación en botadero, con las diferencias de tipo de material a lixiviar y tratamiento previo del lugar de depósito de este para realizar la lixiviación. Con respecto al tipo de material, en este caso se usa cuando hay minerales oxidados y mezclas de óxidos con sulfuros secundarios. Como ejemplo de estos últimos se puede mencionar  $\text{Cu}_2\text{S}$  y  $\text{CuS}$ .
4. Lixiviación en bateas inundadas: Esta lixiviación es usada cuando hay una mayor ley de cobre en el material a lixiviar. El método consiste en realizar la lixiviación en estanques en formas alargadas con revestimientos interiores antiácidos, que permiten

la presencia del ácido sin dañar el equipo, pues se inunda, como lo indica su nombre, de la solución ácida que disolverá el cobre. Esta lixiviación es mucho más rápida que las tres antes vistas, pues entre 6 y 12 días se obtiene el PLS deseado.

5. Lixiviación por agitación: Normalmente este tipo de lixiviación es utilizada cuando el material a tratar presenta una granulometría muy fina o cuando sus características mineralógicas son complejas y es difícil su lixiviación mediante los métodos más comúnmente usados como lixiviación en pilas. La lixiviación por agitación se aplica a también a concentrados o calcinas de tostación, ya que al tener un bajo volumen merecen el gasto que provoca la agitación, lo que proporciona un menor tiempo de operación y mayor recuperación.
6. Lixiviación a presión: Esta lixiviación se lleva a cabo a altas presiones y temperaturas, dentro de reactores denominados autoclaves. Los autoclaves pueden ser horizontales o verticales, siempre con revestimiento de acero inoxidable o titanio, revestimiento de goma o ladrillos antiácidos, todo esto dada la acidez del proceso de lixiviación para evitar desgaste y corrosión del equipo. Este método es utilizado para acelerar la disolución y para menas difíciles de tratar.

De acuerdo a la revisión de los tipos de lixiviación se toma la decisión de realizar una lixiviación agitada, dada la granulometría del material que llega a esta etapa del proceso, pues sería complejo realizarla en pilas, in situ, botadereos o en bateas. Además que este tipo de lixiviación tiene tiempos mucho menores de reacción comparado con los 4 tipos recién mencionados. En comparación con la lixiviación a presión, se decide ejecutar en agitación pues el autoclave normalmente es usado para compuestos difíciles de tratar y en este caso, los óxidos de cobre están listos para ser lixiviados.

### **3.5 FLOWSHEET PROPUESTO**

Es necesario aclarar las operaciones presentadas en el Flowsheet, pues cada una de ellas conlleva más de un tratamiento, con el propósito de ir en primer lugar eliminando los elementos contaminantes y, luego, poder concentrar y obtener cobre de alta pureza en la forma de cátodos.

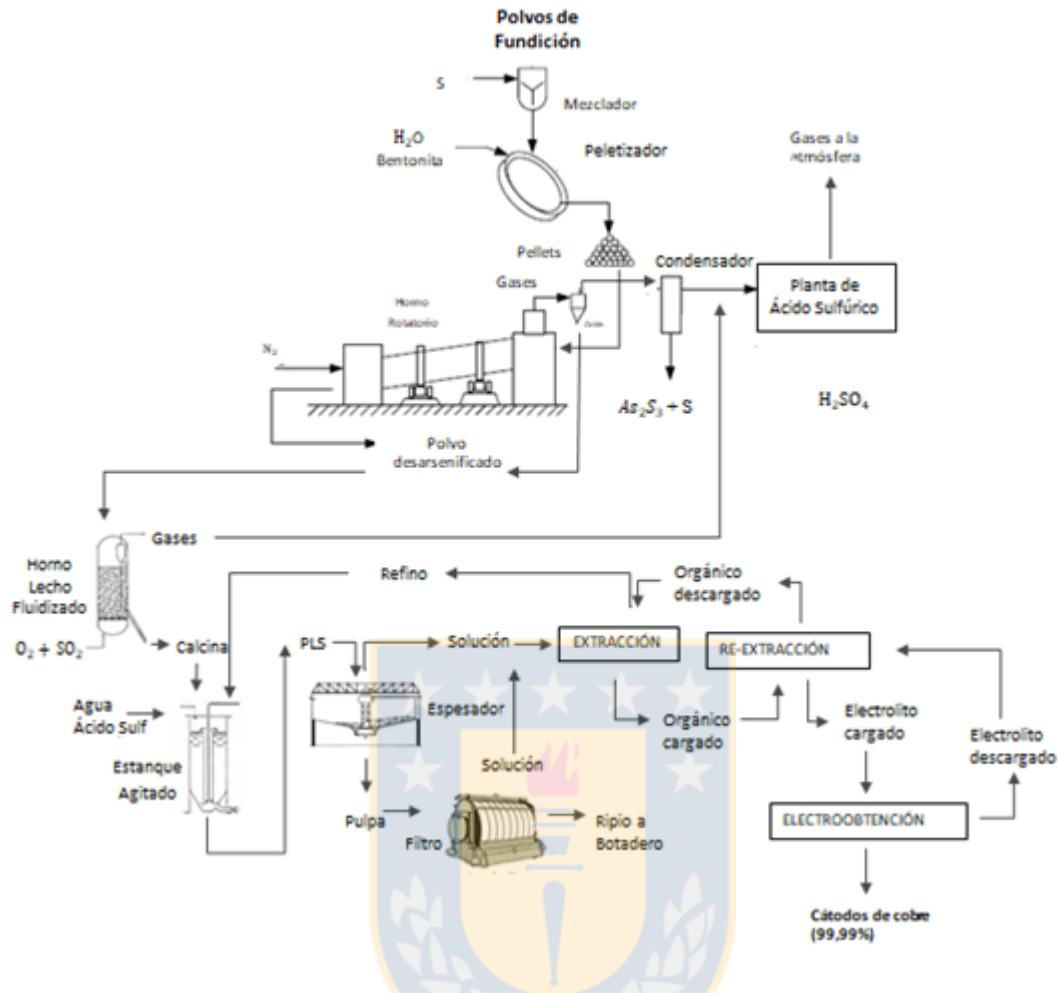


Figura 3.6 Diagrama de propuesta de tratamiento para polvos >3% As

### 3.5.1 PROCESO SULFIDIZACIÓN-VOLATILIZACIÓN

Este proceso, como lo indica su nombre, tiene por objetivo sulfidizar, por lo tanto, es necesario que ingrese S (figura 3.6). Esto se lleva a cabo en una primera etapa en un mezclador donde se contactarán los polvos de fundición con el azufre necesario, de acuerdo al exceso indicado en las conclusiones del estudio realizado por DIMET UDEC que corresponde a un 25% respecto del estequiométrico.

Dadas las condiciones del polvo en cuanto a su granulometría y densidad aparente, que tiende a comportarse como fluido es que se hace necesario el tratar la mezcla para llevarlo a una forma de aglomerado, en este caso a la forma de pellets, que ayudará con el manejo operacional de esta. En este punto será necesario agregar agua y bentonita (que actúa como ligante) para llevar a cabo la peletización.

Los pellets son llevados al horno rotatorio donde en una primera etapa se realiza la sulfidización del As a una temperatura de 100°C y en una segunda etapa se realizará la volatilización de estos compuestos sulfidizados a una temperatura de 700°C. En total este proceso dura aproximadamente 30 minutos.

Los gases de salida del horno compuestos por  $\text{As}_2\text{S}_3$ , S,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  pasan por un ciclón con el objetivo de separar los finos que pudiesen haber sido arrastrados por esta corriente de gases. Estos finos son llevados al flujo de polvo desarsenificado que sale del reactor rotatorio.

Los gases que salen del ciclón son llevados a un condensador, con el objetivo de bajar su temperatura y de esta manera separar el  $\text{As}_2\text{S}_3$  y el S presentes y llevar este producto a una disposición final en un acopio de material, pues el As cuando se encuentra, así como sulfuro se presenta de manera más estable con respecto al  $\text{As}_2\text{O}_5$

La corriente gaseosa que se obtiene del condensador se decide llevar a tratamiento en la planta de producción de ácido sulfúrico de fundición Chuquicamata, para tratar el dióxido de azufre presente en esta corriente, pues se constituye como el único compuesto perjudicial para enviar estos gases al medio ambiente.

La idea anterior es beneficiosa en cuanto al análisis económico, ya que solo habría costos de inversión en cuanto a instalación de cañerías para el transporte, pues la planta ya existe y está en funcionamiento y el volumen a ingresar es mínimo comparado con los volúmenes que hoy se trabajan, solo habría que considerar este costo de transporte que es prácticamente imperceptible. Además, los costos de producción serían menores que los ingresos por ventas, incluso se podría considerar la opción de utilizar este ácido producido para incorporarlo en la etapa de lixiviación en el estanque agitado. Dada las consideraciones anteriores se opta por esta opción de tratamiento en la planta de ácido de Chuquicamata.

### **3.5.2 PROCESO DE TOSTACIÓN OXIDANTE**

Los polvos desarsenificados que salen del horno rotatorio en conjunto con los finos recuperados desde el ciclón pasan a un segundo horno, en este caso uno de lecho fluidizado, donde se lleva a cabo la tostación oxidante (figura 3.6). Esta es realizada a 800°C, como se concluyó antes, para que se formen los óxidos de cobre y sulfatos de plomo, además de la hematita con el propósito de eliminar estas impurezas y evitar que lleguen al proceso de lixiviación y posterior electroobtención. En esta etapa será necesaria la presencia de gas con una presión parcial de  $\text{O}_2$  de 0,1 atm y de  $\text{SO}_2$  de 0,001 atm, necesario que se inyecte gas con una composición de 62% de  $\text{O}_2$  y 38% de  $\text{SO}_2$  para poder sulfatar los elementos mencionados.



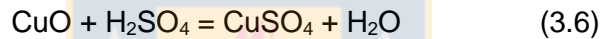
Los gases de salida son llevados a un ciclón que permitirá recuperar los finos arrastrados por esta corriente. Finalmente, estos gases son mezclados con la corriente de gases que sale del ciclón de la etapa de sulfidización volatilización. Esta corriente pasa por un condensador que permitirá obtener un producto compuesto por S y  $As_2S_3$ , el cual representa uno de los objetivos de este trabajo, pues se consigue una disposición final segura para el As.

Por último, los gases que no son condensados son llevados a la planta de ácido de Chuquicamata.

Los finos que salen del ciclón se juntan con la calcina que sale del horno tostador para ser llevados a las etapas de hidrometalurgia y así recuperar el cobre presente.

### 3.5.3 LIXIVIACIÓN DE LA CALCINA

La calcina es llevada a un estanque agitado para llevar acabo la lixiviación, que sulfatará el cobre presente mediante la reacción con ácido sulfúrico:



Es así que los óxidos de cobre son solubilizados en esta etapa, además provocando la producción de agua. A esta operación además llega el electrolito agotado que viene del proceso de electroobtención con concentraciones de 35 gpL de cobre y 203 gpL de ácido sulfúrico.

El PLS llega a un espesador, con el objetivo de separar el sulfato de plomo y la hematita de la solución que contiene el cobre disuelto. Es así como se obtienen dos productos del espesador, una pulpa conteniendo el sulfato de plomo insoluble y hematita, y, una solución que contiene el cobre que se desea recuperar.

La pulpa obtenida es llevada a un filtro con el propósito de recuperar aún mas parte de la solución contenida en la pulpa, pues contiene cobre, esto se consigue ingresando agua de lavado al queque una vez realizado el filtrado, en una proporción de 3 veces el líquido contenido en el queque. En esta etapa entonces se tienen como productos un queque que contiene el sulfato de plomo y hematita que se lleva a botadero como disposición final y una solución compuesta por la solución que sale en la operación de filtrado y por el lavado realizado, que se mezcla con la solución que se obtiene del espesador para recuperar el cobre.

En esta etapa del proceso se debe analizar la solución en cuestión ya que dependiendo de su composición se debe evaluar con qué proceso hidrometalúrgico continuar, pues podría darse la situación de pasar directamente a electroobtención si las concentraciones de hierro son bajas y hay

una concentración de cobre adecuada, si no y, como se ha planteado en el flowsheet se llevará a una etapa de extracción por solventes para continuar con la concentración de cobre y purificación de la solución. Se continúa la explicación asumiendo la necesidad de pasar por planta de SX.

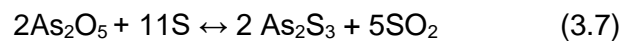
El flujo líquido que sale del espesador es llevado a una planta de SX, donde en la primera etapa de extracción este es puesto en contacto con una fase orgánica, donde los cationes de cobre son capturados por este orgánico de manera selectiva, generándose una fase orgánica cargada, rica en cobre con 10 gpL de cobre y una fase líquida o refino, empobrecida en cobre con 4 gpL que retorna a lixiviación, valores típicos de planta.

El orgánico cargado es llevado a la etapa de re-extracción donde por efecto del pH el orgánico libera los cationes de cobre, produciéndose de esta forma un electrolito cargado con una  $[Cu] = 50$  gpL y  $[H_2SO_4] = 160$  gpL. Por otro lado, se obtiene un orgánico descargado que retorna a la etapa de extracción con una concentración de cobre de 4 gpL.

El electrolito cargado finalmente llega a una etapa de electroobtención, en la cual es necesario añadir goma guar a razón de  $200 \frac{g}{ton}$  y sulfato de cobalto a razón de  $150 \frac{g}{ton}$ , valores típicos de planta. Aquí se trabaja con temperaturas cercanas a los  $40^\circ C$ , densidad de corriente de  $300 \frac{A}{m^2}$  y voltaje por celda de 2 V, lo que implica finalmente una energía consumida de unos  $2000 \frac{kWh}{ton Cu}$ . En esta etapa se obtienen cátodos de cobre con pureza de 99,99% y un electrolito agotado con una concentración de 35gpL de cobre y 180 gpL de ácido.

### 3.6 DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

Para realizar el dimensionamiento se consideran  $155 \text{ tpd}^{11}$  como la cantidad de polvos que ingresan al proceso, además se realizan los cálculos en función de la composición establecida en la tabla 2.1 (pág 5). Para comenzar se considera la reacción principal que tendrá lugar en el horno rotatorio, esto para el cálculo del S que será necesario para la sulfidización del  $As_2O_5$ :



<sup>11</sup> Mella, Fernanda Pavez. 2017. *Estudio de los efectos de la incorporación de sembrado en el proceso de precipitación de escorodita en planta Ecometales Limited* pág 20.

Con ella, y, considerando el porcentaje de exceso, se tiene que deben ingresar 36 tpd de S. De lo anterior y de acuerdo al Flowsheet se tiene que ingresan 191 tpd al mezclador (figura 3.7).

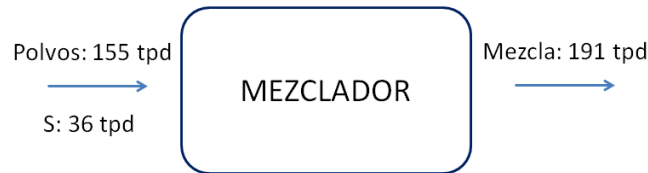


Figura 3.7 Caja negra representativa del mezclador

La mezcla que sale de este equipo compuesto por los polvos y S ingresa inmediatamente al peletizador. A este equipo deben ingresar dos compuestos que permiten la producción de pellets, el agua a razón de  $0,10 \frac{m^3}{ton\ polvo}$  y bentonita a razón de  $0,025 \frac{ton}{ton\ polvo}$ , por lo tanto ingresan 15 tpd de H<sub>2</sub>O y 4 tpd de bentonita, por lo que salen del peletizador 210 tpd (figura 3.8).

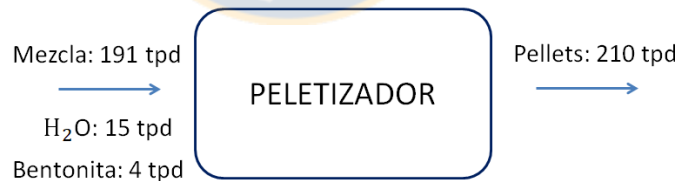


Figura 3.8 Caja negra representativa del peletizador.

Los pellets al salir del peletizador ingresan al horno rotatorio para realizar el proceso de sulfidización-volatilización, para llevarlo a cabo debe ingresar N<sub>2</sub> a razón de  $0,050 \frac{ton}{ton\ polvo}$ , es así como se requieren 7,75 tpd de nitrógeno.

Al considerar una eficiencia del 97% del proceso (resultado estudio de S-V del DIMET), se tiene que en la corriente gaseosa hay 40 tpd de As<sub>2</sub>S<sub>3</sub>. Además, en esta corriente se obtiene como

producto  $\text{SO}_2$ ,  $\text{N}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$  correspondientes a 26, 8 y 15,5 respectivamente incluyendo 8 tpd de S, que corresponde al exceso. La calcina o polvo desarsenificado obtenido contiene 1,1 tpd de  $\text{As}_2\text{O}_5$ , 16,6 de  $\text{Cu}_2\text{S}$ , entre otros, que componen en total 116 tpd. Además, se considera un arrastre de polvos en la corriente gaseosa de un 3% que consiste en 6,1 tpd (figura 3.9)



Figura 3.9 Caja negra representativa del horno rotatorio.

Los gases de salida del horno pasan a un ciclón con el objetivo de recuperar los polvos que han sido arrastrados por esta corriente gaseosa. Se considera que la composición de los polvos arrastrados es la misma composición de la calcina obtenida en el horno rotatorio. Por lo anterior, considerando gases y polvo arrastrado el ciclón debe tener una capacidad de 102 tpd (figura 3.10).

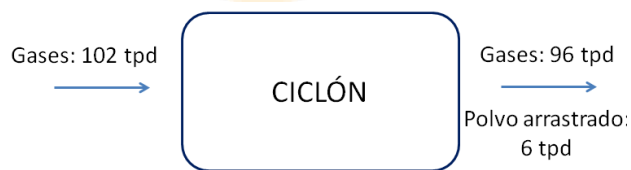


Figura 3.10 Caja negra representativa del ciclón.

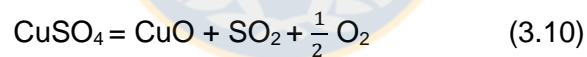
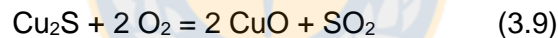
Al condensador llegan los gases de salida del ciclón, desde donde se obtienen 2 salidas: una gaseosa y una condensada. La primera compuesta por 25,6 tpd de  $\text{SO}_2$ , 7,8 tpd de  $\text{N}_2$  y 15,5 tpd de  $\text{H}_2\text{O}$  y la segunda compuesta por 39 tpd de  $\text{As}_2\text{S}_3$  y 8 tpd de S (figura 3.11).



Figura 3.11 Caja negra representativa del condensador.

La corriente gaseosa finalmente llega a la planta de producción de ácido sulfúrico de la fundición Chuquicamata, donde la corriente compuesta por agua y nitrógeno es enviada a la atmósfera, correspondiente a 23 tpd y, por otro lado 25 tpd de  $\text{SO}_2$  son enviados al proceso de neutralización propiamente tal que producirá  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

Considerando ahora el proceso de tostación oxidante, se tiene un horno de lecho fluidizado para tratar los polvos desarsenificados que salen del horno rotatorio y los polvos recuperados del ciclón. De esta manera llegan 122 tpd de calcina a este equipo. Aquí ocurren cuatro reacciones que sulfatan dos metales, plomo y cobre, de acuerdo a las siguientes reacciones:



De las reacciones expuestas se observa que es necesario que ingrese  $\text{O}_2$ , y de acuerdo al balance de materia, se necesitan 8,9 tpd y, considerando un exceso de 5% se tiene que se necesitan en total 9,3 tpd. Considerando además que el oxígeno debe ser añadido como aire se tiene que deben ingresar al proceso 35 tpd de  $\text{N}_2$ . La calcina como segunda salida compuesta por 8,7 tpd de  $\text{PbSO}_4$ , 0,1 tpd de  $\text{PbS}$ , 0,7 tpd de  $\text{CuSO}_4$  y 33,2 tpd de  $\text{CuO}$ , entre otros (figura 3.12).

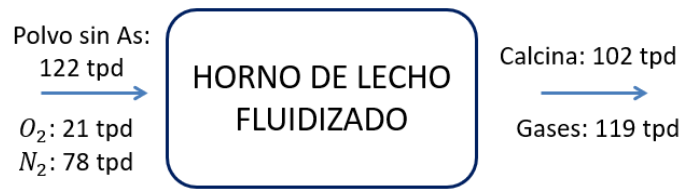


Figura 3.12 Caja negra representativa del horno de lecho fluidizado

Los gases de salida del horno de lecho fluidizado además contienen un 3% de arrastre del polvo generado, por lo que llegan a un ciclón donde es posible separar las dos fases, donde los polvos se reúnen con los polvos de salida del horno de lecho y los gases se juntan con los gases de salida del condensador (figura 3.13).

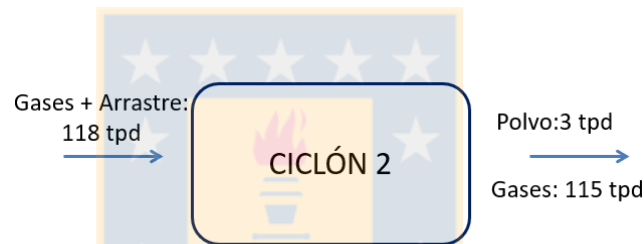


Figura 3.13 Caja negra representativa del ciclón 2

La calcina obtenida del lecho fluidizado pasa finalmente a una etapa de hidrometalurgia, donde se lleva a cabo una lixiviación agitada en un estanque Pachuca, donde ingresan 105 tpd de calcina. Además, ingresa el flujo de electrolito agotado proveniente de electroobtención, el cual tiene una concentración de cobre de 35 g/L, que se traduce en 64 tpd de cobre, o sea, 159 tpd de sulfato de cobre, y una concentración de 203 g/L de ácido sulfúrico que se traduce en 370 tpd (figura 3.14).



Figura 3.14 Caja negra representativa del estanque agitado.

El PLS obtenido en el estanque agitado, con un tonelaje por día de 2257, es llevado a un espesador, desde donde se obtiene una solución que se llevará a recuperación de  $\text{Cu}^{2+}$  y también una pulpa que tiene una concentración de 50% de sólidos. La solución contempla 2117 tpd y la pulpa 140 tpd (3.15).

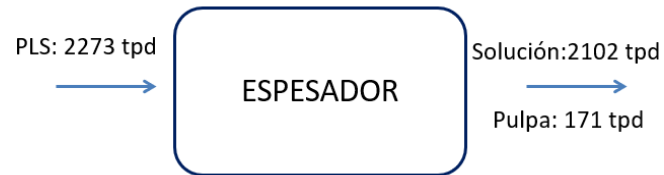


Figura 3.15 Caja negra representativa del espesador.

La pulpa es llevada a un filtro desde donde se obtienen dos productos, un ripio con un 10% de humedad y una solución fuerte que es producto de las dos corrientes de solución que se generan en esta etapa de filtrado. La primera solución que corresponde al proceso mismo de filtración el cual corresponde a 62 tpd y 23 tpd que corresponden a la solución obtenida en el proceso de lavado del queque. Esta solución fuerte se reúne con la solución obtenida en el espesador para recuperar el cobre. El queque tiene 78 tpd y la solución 70 tpd, la cual incluye  $\text{CuSO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (figura 3.16).



Figura 3.16 Caja negra representativa del filtro.

Al juntar las soluciones mencionadas anteriormente se hace una revisión de las concentraciones de cobre y ácido sulfúrico, con el propósito de conocer si es necesario llevar esta solución a una etapa de concentración por vía de extracción por solventes o si el grado de concentración de cobre permite pasar directamente a una etapa de electroobtención. Es así como se tiene una concentración de cobre de 49 gpL y de 180 gpL de ácido sulfúrico, por lo tanto, no se hace necesario llevar la solución a extracción por solventes. Solo se lleva a un mezclador para homogeneizar la solución que se constituye en el electrolito cargado.

La solución que finalmente llega a la etapa de electroobtención tiene un tonelaje diario de 2187. Aquí se debe añadir, para mejorar el proceso, guar a razón de 200 g/t y sulfato de cobalto a

razón de 150 g/t, lo que lleva a un tonelaje diario de 0,4 y 0,3, respectivamente. En esta etapa se obtiene el producto final, cátodos de cobre con pureza de 99,99%, que resultan 27,6tpd. Un segundo producto es un electrolito agotado con una concentración de 35 gpL de cobre representado en 160 tpd de sulfato de cobre.

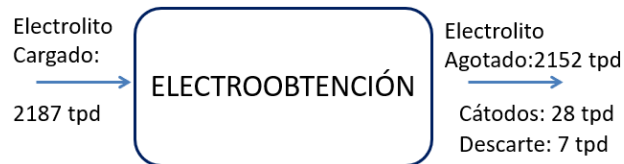
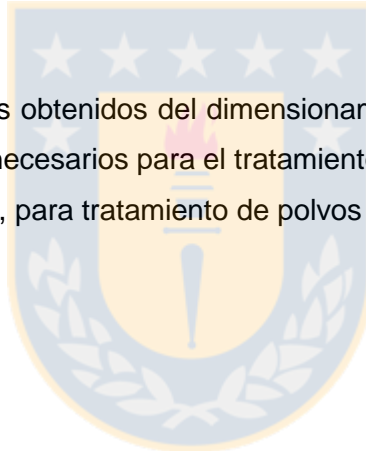


Figura 3.17 Caja negra representativa de la electroobtención

### 3.7 FLOWSHEET FINAL

De acuerdo a los resultados obtenidos del dimensionamiento recién expuesto, y, eliminando aquellos procesos que no serán necesarios para el tratamiento de los polvos, se obtiene finalmente el siguiente flowsheet, figura 3.18, para tratamiento de polvos de fundición Chuquicamata:





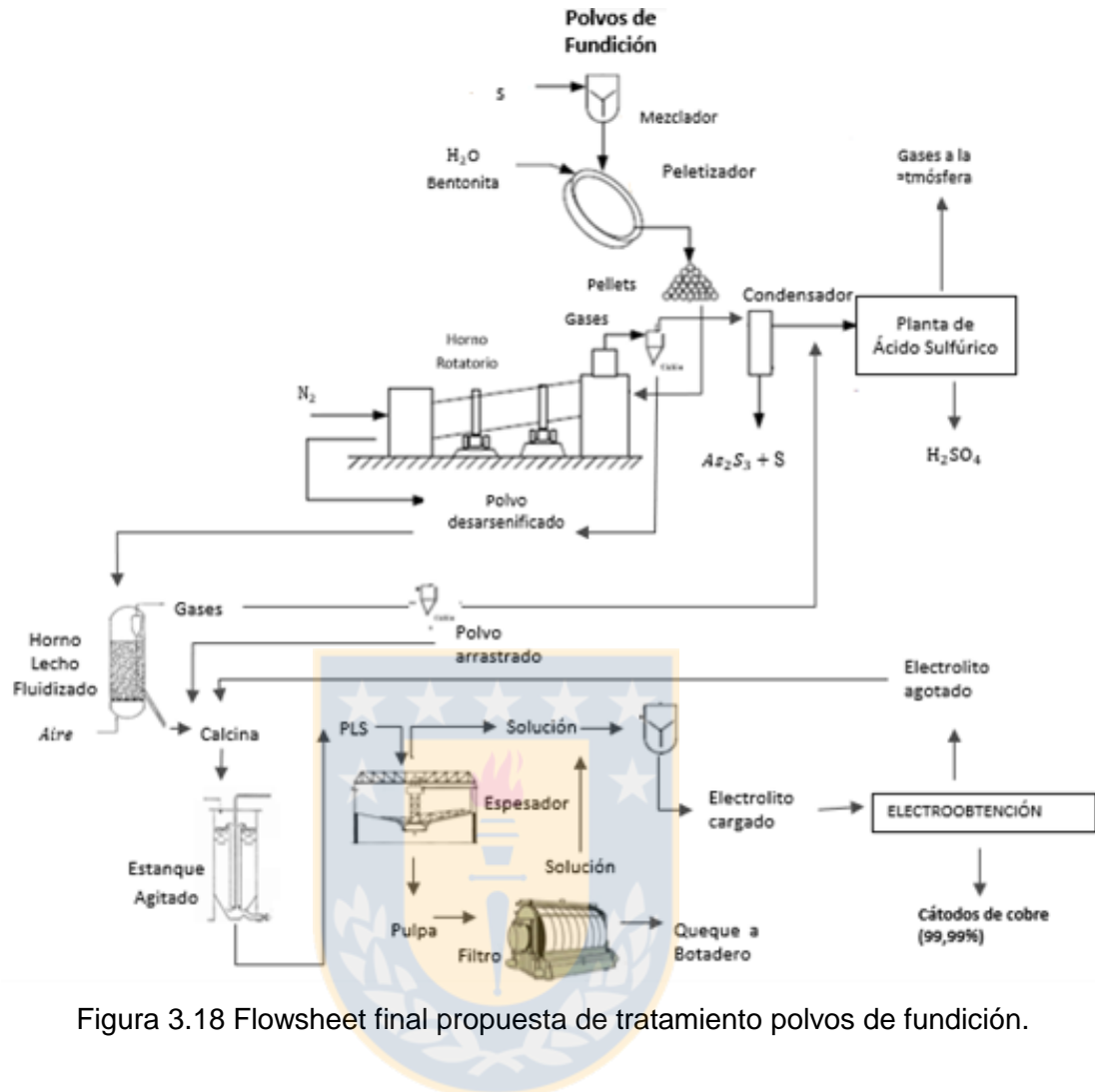


Figura 3.18 Flowsheet final propuesta de tratamiento polvos de fundición.

Como se observa de la figura 3.18 hay dos procesos principales en la propuesta de tratamiento. La primera es la etapa de S-V que es el resultado del trabajo de investigación realizado por DIMET UDEC y que es la base para este flowsheet, que, a grandes rasgos realiza una mezcla de los polvos de fundición Chuquicamta con azufre en exceso (un 25%), para luego llevar esta mezcla a la forma de pellets, usando un equipo peltizador, y, de esta manera, ser llevados al horno rotatorio donde se lleva a cabo la sulfidización y volatilización. La segunda operación importante es la tostación oxidante que se realiza en un horno de lecho fluidizado, con el propósito de formar sulfatos de plomo y hematita, además de óxidos de cobre. Esto para lograr que el PLS, obtenido en la posterior lixiviación, pueda ser filtrado y así, disminuir la presencia de contaminantes en el electrolito fuerte.

Dos procesos que complementan este flowsheet son la lixiviación y electroobtención, que en su conjunto permiten recuperar el cobre presente en la calcina obtenida del horno de lecho fluidizado.

Las salidas más importantes de esta propuesta de tratamiento son:

- Ácido sulfúrico y gases a la atmósfera desde la planta de ácido sulfúrico de la fundición Chuquicamata.
- $As_2S_3$  y S condensados que salen como producto desde el condensador, este residuo se debe ubicar en una disposición de residuos peligrosos, dada la presencia de As, pues al estar expuesto al oxígeno podría formar óxidos de arsénico altamente tóxicos
- Queque que sale del filtro, el material que ingresa a este filtro viene de una etapa previa de lixiviación, es por esto que este residuo debería ser inerte a una posible disolución con agua, lo que permite disponer este residuo final en un botadero.
- Cátodos de cobre, que se constituyen como el objetivo principal de toda la propuesta de tratamiento en conjunto con la eliminación de algunos elementos contaminantes. Los cátodos de cobre serán los que finalmente entreguen el beneficio económico al proyecto planteado, pues serán los que entreguen los ingresos por venta.

### 3.8 RESUMEN DE CAPACIDADES DE EQUIPOS

De los procesos de sulfidización-volatilización y tostación oxidante, se presenta en forma de resumen, detalles y su capacidad requerida en la tabla 3.1:

Tabla 3.1 Resumen de equipo para Flowsheet propuesto

Proceso	Equipo	Tpd
<b>Sulfidización Volatilización</b>	Mezclador	191
	Peletizador	210
	Horno Rotatorio	218
	Ciclón	102
	Condensador	96
	Lavado y Neutralización de Gases	49
<b>Tostación Oxidante</b>	Horno de Lecho Fluidizado	220
	Ciclón 2	118
<b>Lixiviación de la calcina</b>	Estanque Agitado	2257
	Espesador	2257
	Filtro	140
	Mezclador	2187
	Electroobtención	2187

### 3.9 RESULTADO DE LA PROPUESTA DESARROLLADA

Es necesario mencionar que se consideraron las siguientes condiciones para el desarrollo de la propuesta:

- Eficiencia del 97% de la reacción de sulfidización de As, dada por pruebas experimentales.
- Arrastre del 5% de finos en los gases de salida del horno rotatorio.
- Eficiencia del 99% en la reacción de tostación oxidante.
- Arrastre del 3% de finos en los gases de salida del horno de lecho fluidizado.
- Exceso de 5% en los gases empleados en el proceso de T-O.
- Razón L/S= 17,3/1 en lixiviación agitada.
- En el espesador la pulpa obtenida tiene 50% de sólido.
- En el espesador se asume que la solución rica en cobre además contiene un arrastre de todos los demás compuestos de 1%.
- El queque que sale del filtro contiene un 10% de humedad.
- Condición de funcionamiento del horno rotatorio en proceso de sulfidización-volatilización, 100°C para la sulfidización y 700°C volatilización.

- Condición de funcionamiento del horno de lecho fluidizado en proceso de tostación oxidante de 800°C.

Por lo tanto, considerando 155 tpd de polvos de la fundición de Chuquicamata como entrada, de acuerdo al flowsheet propuesto se logra:

- De las 27,9 tpd de cobre que hay en los polvos de fundición, se recuperan como cátodos de cobre 27,6 tpd, lo que representa un 99% del cobre inicial.
- De las 24,8 tpd de As iniciales se logra eliminar 24 tpd con el proceso de sulfidización volatilización, lo que representa una eficiencia del 97%.



## 4 CAPITULO 4: EVALUACIÓN ECONÓMICA

### 4.1 EVALUACION ECONÓMICA

La evaluación de proyectos es una herramienta de uso muy común en la actualidad, que tiene por objetivo la asignación de recursos para ideas de negocios, que normalmente surgen a partir de necesidades. La evaluación es un modelo predictivo de lo que podría llegar a pasar si la idea de negocio se concreta. Lo anterior se materializa con indicadores económicos que facilitan el cómo poder cuantificar la rentabilidad de estas posibles inversiones.

Se entregará en el presente capítulo la evaluación económica correspondiente a la propuesta de tratamiento de polvos de la fundición Chuquicamata, la cual incluye los dos procesos principales de sulfidización-volatilización y tostación oxidante, con producto final serían los cátodos de cobre de 99,99% de pureza.

Para llevar a cabo esta evaluación se consideran los costos asociados a la inversión de este proyecto, así como los costos asociados a la operación del mismo, lo que permitirá conocer si, además de ser factible técnicamente lo es también económicamente. Lo último será entregado por el análisis de los indicadores de proyectos valor actual neto (VAN) y tasa interna de retorno (TIR).

### 4.2 VALOR ACTUAL NETO

Corresponde a un indicador financiero que ayuda a analizar la viabilidad de un proyecto. Se entiende por Valor actual Neto (VAN) a la sumatoria de los valores actualizados de los flujos netos de caja, en el horizonte temporal definido para el proyecto, que para este proyecto es de 10 años (figura 4.1). De acuerdo a la metodología cuando este valor es positivo, es porque el proyecto de inversión es rentable por sobre la rentabilidad mínima exigida.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0$$

$V_t$  representa los flujos de caja en cada periodo  $t$ .

$I_0$  es el valor del desembolso inicial de la inversión.

$n$  es el número de periodos considerado.

$k$  es el tipo de interés.

Figura 4.1 Fórmula para cálculo del VAN

### 4.3 TASA INTERNA DE RETORNO

La Tasa Interna de Retorno, corresponde al análisis de la rentabilidad que ofrece el proyecto o inversión, cuando el VAN es igual a cero (figura 4.2).

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{F_t}{(1 + TIR)^t} - I = 0$$

Donde:

$F_t$  es el Flujo de Caja en el periodo  $t$ .  
 $n$  es el número de periodos.  
 $I$  es el valor de la inversión inicial.

Figura 4.2 Fórmula para cálculo del TIR

### 4.4 PARÁMETROS

Es necesario especificar algunos criterios usados para llevar a cabo el análisis de flujo de caja son:

- **Período de evaluación:** es el período de tiempo que se estima para realizar el estudio de evaluación económica, donde se calculan todos los ingresos y egresos a partir del proyecto estudiado. En este caso se decide considerar un período de evaluación de 10 años, pues la idea es que, de concretarse la implementación de esta planta de tratamiento de polvos de fundición Chuquicamata, pueda durar a lo menos 20 años. Por lo tanto, un periodo de evaluación menor a diez años puede ser muy significativo en el cálculo de VAN y TIR, ya que la inversión que se hace en este tipo de proyectos es muy elevada, y un período mayor a diez años puede influir poco en este cálculo de VAN y TIR
- **Tasa de descuento:** corresponde a un factor financiero que normalmente es usado para determinar el valor del dinero en el tiempo, y, para realizar el cálculo del valor actual de un capital futuro. En este caso se consideró un 8% como la tasa mínima que resulta atractiva para obtener ganancias del capital invertido en este proyecto.
- **Impuesto frente a la utilidad neta:** Es el impuesto establecido en cada país con respecto a las utilidades generadas por cada empresa. En el caso de Chile al año 2018 este impuesto corresponde a 27%

Además, se señalan algunos valores considerados en los cálculos de equipos, RRHH, entre otros:

- Valor en pesos del dólar fecha 1 de Octubre de 2018: 660,42
- Precio libra de cobre en pesos chilenos fecha 1 de Octubre de 2018: 1848,9

#### 4.5 COSTOS DE INVERSIÓN

Son todos aquellos costos en que se debe incurrir para llevar a cabo la implementación de la propuesta de tratamiento. Dentro de estos principalmente están los equipos donde se llevarán a cabo los procesos metalúrgicos, pero, además se deben considerar otros gastos que consideren la puesta en marcha de la planta de tratamiento de polvos.

A continuación, se entrega un detalle de la manera en cómo se obtuvo los costos para los equipos principales de esta propuesta de planta, los hornos. En ambos casos se usó información obtenida en manuales de dimensionamiento y costos de equipos metalúrgicos. Finalmente se entrega un detalle de los costos de todos los equipos involucrados en el flowsheet.

##### 4.5.1 COSTO HORNO ROTATORIO

Para realizar el cálculo del costo del horno rotatorio donde se tiene contemplada la sulfidización-volatilización se considera información obtenida de bibliografía<sup>12</sup> para calcinación en hornos rotatorios, donde se entregan datos típicos operacionales para caliza ( $\text{CaCO}_3$ ). Los datos se muestran en la figura 4.3.

Limestone				
Diameter length (inside linings) m	Power kW	Capacity t/d	Volumc/ capacity m <sup>3</sup> /t/d	
2,59 × 91,44	56	190	2,54	
2,90 × 80,77	75	195	2,74	
3,20 × 76,20	75	218	2,81	
3,05 × 91,44	94	227	2,94	
3,35 × 91,44	94	290	2,78	
3,20 × 114,30	112	294	3,13	
3,43 × 109,73	131	317	3,20	
3,51 × 144,78	187	408	3,43	
3,66 × 170,68	225	508	3,53	

Figura 4.3 Información para horno de lecho fluidizado

<sup>12</sup> **Ruhmer, W.T. 1991. Metallurgical equipment costs:** Techno-Economics Department, 1991. Pág. 118

Al realizar los cálculos con las toneladas que ingresen al proceso productivo, se obtendrá el tonelaje diario que recibirá este equipo, por lo tanto, con la tabla se podrán conocer las medidas que tendrá este horno.

Además, asumiendo un comportamiento de los polvos que ingresan similar a la caliza se puede obtener la energía que consume este horno. Con el dato de descomposición de  $\text{CaCO}_3$  igual a 42,6 kcal/mol se tiene que conociendo el tonelaje se pueden calcular los moles por día (y hora) de acuerdo a la formula básica:

$$\text{Peso Molecular (g/mol)} = \frac{\text{masa(g)}}{\text{moles (mol)}} \quad (4.1)$$

Luego se sigue con el cálculo de  $Q_{\text{CaCO}_3} = 42,6 \text{ kcal/mol} \times X_{\text{CaCO}_3} \text{ mol/h}$

#### 4.5.2 COSTO DEL HORNO DE LECHO FLUIDIZADO

El cálculo para conocer el precio de este horno donde se llevará a cabo la tostación sulfatante se realiza también con información bibliográfica<sup>13</sup>. En este caso se podrá conocer directamente el costo del equipo, sin pasar por la página Matche.com. de acuerdo al gráfico “Cost of Lurgi Roasters” el cual entrega un valor de planta de tostación en dólares canadienses del año 1978, por lo que se deberá llevar el costo a dólar norteamericano actualizado(X).

Este valor X en USD entrega el costo del horno de lecho fluidizado en operación (figura 4.4), y, de acuerdo a índices de Mular y Parkinson, el costo del equipo corresponde a un tercio de este valor X. Por lo tanto el costo del horno de lecho fluidizado será  $\frac{X}{3}$ .

<sup>13</sup> Reghezza, Andres. 1988. *Dimensionamiento y evaluación de equipos metalurgicos*, Universidad de Concepción, 1988.



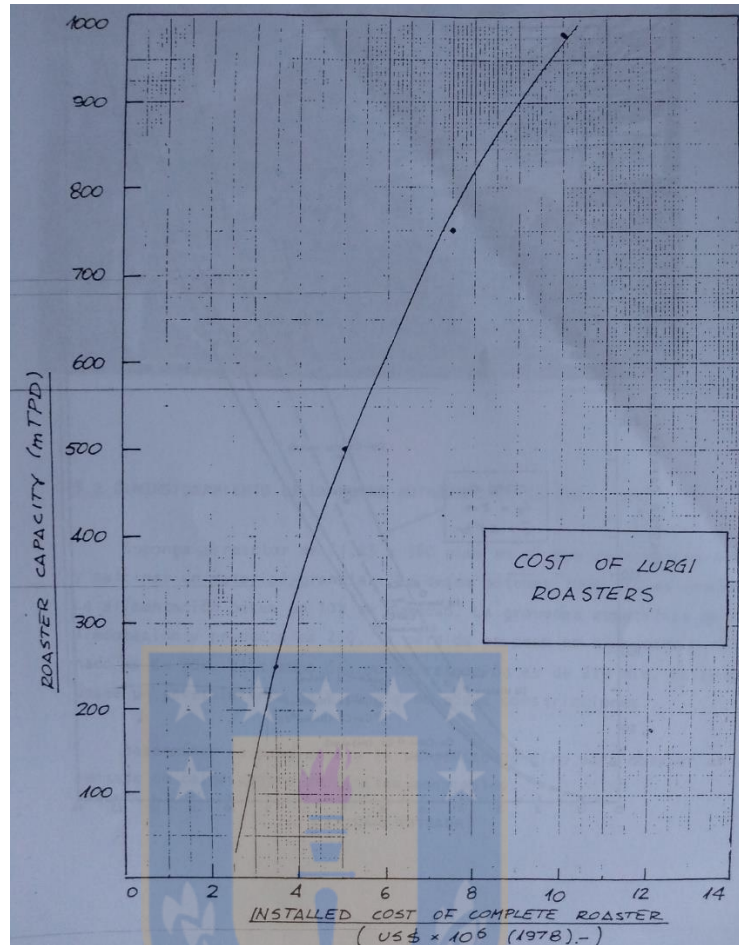


Figura 4.4 Diagrama para cálculo del costo de tostadores Lurgi

### 4.5.3 EQUIPOS

Los costos asociados a la inversión en gran medida corresponden a los equipos que se deben adquirir, en este caso se consideran que este valor sería 40,5% de la inversión total, de acuerdo a método del índice del coste.

El costo de los equipos se obtuvo desde la página Matche.com, y los valores obtenidos los entrega en USD del año 2014. Para obtener el valor actual de los equipos, se aplicó la inflación acumulada hasta el año 2017 (tabla 4.1), datos obtenidos desde el Servicio de Impuestos Internos:

Tabla 4.1 Inflación período 2014-2017 en Chile.<sup>14</sup>

Inflación	Año
4,6%	2014
4,4%	2015
2,7%	2016
2,3%	2017

De esta forma se calculó el valor unitario de los equipos, y de acuerdo a las cantidades descritas en el Capítulo 3, la cual se resumen en la tabla 4.2:

Tabla 4.2 Costo de equipos

EQUIPOS	USD
Mezclador	363.819
Peletizador	329.717
Horno rotatorio	6.157.178
Ciclón	30.642
Condensador	22.264
Horno de lecho fluidizado	5.772.788
Espesador	1.181.780
Filtro	260.519
Estanque agitado	1.303.334
Mezclador 2	2.881.749
Ciclón 2	17.853
TOTAL	18.313.560

#### 4.6 COSTO TOTAL

La inversión no solo se compone de equipos como ya se ha mencionado, sino de otros ítems, como lo son tuberías, servicios civiles, imprevistos, etc. El detalle de los costos totales de inversión ha sido confeccionado de acuerdo al Método del Índice de Coste<sup>15</sup> (tabla 4.3), el cual entrega todos los puntos a considerar y sus porcentajes aproximados con base en la inversión a realizar en equipos. De lo expuesto anteriormente se tiene que:

<sup>14</sup> Banco central de Chile, <https://si3.bcentral.cl/Bdemovil>

<sup>15</sup> Instituto Tecnológico Geominero de España. 1991. *Manual de Evaluación Técnico-Económica de Proyectos Mineros de Inversión*. Madrid : Graficas Topacio, 1991. ISBN 84-7840-077-X. pág 153

Tabla 4.3 Costos inversión

Costos de inversión	%	USD
Equipos	40,50	18.321.643
Tuberías	6,70	3.030.988
Estructura metálica de planta y edificios	24,30	10.992.986
Electricidad	10,80	4.885.771
Instrumentación	2,20	995.250
Servicios civiles	13,50	6.107.214
Servicios de planta	2,00	904.772
<i>Costo total directo</i>	100,00	45.238.624
Costos indirectos de construcción	7,00	3.166.704
<i>Total</i>		48.405.328
Ingeniería y dirección de construcción	15,70	7.102.464
<i>Total</i>		55.507.792
Imprevistos	15,0	6.785.794
<i>Total</i>		62.293.586
Costos de propiedad	1,00	452.386
<b>INVERSIÓN TOTAL</b>		62.745.972

## 4.7 COSTOS DE OPERACIÓN

Los costos de operación corresponden a todos aquellos costos en que se debe incurrir al poner en operación la planta de tratamiento de polvos, desde los insumos para llevar a cabo las reacciones hasta la energía eléctrica utilizada.

### 4.7.1 INSUMOS

El siguiente paso contempla el cálculo de los costos de operación, donde la tabla 4.4 describe los insumos correspondientes a las etapas de sulfidización-volatilización y tostación oxidante:

Tabla 4.4 Costos de insumos para etapas sulfidización-volatilización y tostación oxidante

Insumos	Consumo	Consumo por toneladas de polvo	costo unitario por ton, USD	costo anual, USD
Azufre	36,42	0,23	200	2.549.533
Nitrógeno	7,75	0,05	22	58945
Bentonita	3,88	0,03	400	542.500
Agua industrial	38,87	0,25	2	27.209
<b>SUBTOTAL INSUMOS</b>				<b>3.178.186</b>

#### 4.7.2 ENERGÍA ELÉCTRICA

Por estimación de la potencia de los equipos principales presentes en el flowsheet desde el ingreso de los polvos hasta la etapa de lixiviación agitada, se considera una potencia instalada de 440 KWh, lo que en 24 horas se traduce en 10560 KW por día, sin embargo, se asume que los reactores operan a un 80% de su capacidad, lo que gener un gasto energético aproximado de 8500 KWh por día. Además, considerando que el valor del KWh es de 0,15 dólares, se tiene que el costo asociado a energía electrica en estas etapas del proceso productivo es de 446.250 dolares anuales.

#### 4.7.3 COSTOS DE OPERACIÓN EN EW

Para realizar el cálculo de los costos asociados a la etapa de electroobtención, se ha considerado un valor de 15 centavos de dólar por libra de cobre producida (a la forma de cátodos). De lo anterior se tiene que 330 dolares por tonelada de cobre. Si se consideran las 33,15 toneladas de cátodos producidos por la planta, entrega un valor anual de 3.828.270 dólares.

#### 4.7.4 RECURSOS HUMANOS

Para la operación de la propuesta de tratamiento de polvos de fundición se consideraron 3 turnos de 8 horas para jefes de turno. Respecto al personal operario calificado, se estimó en función de la cantidad y tipos de equipo, considerado 3 turnos de 8 horas. Adicionalmente se consideró un jefe de planta para el control del proceso junto a 2 empleados administrativos. Lo anterior se resume en la tabla 4.5:

Tabla 4.5 Costos de personal

Personal	Cantidad	Costo anual, USD
Jefe planta	1	52.153
Jefe turno	3	93.876
Operarios calificados	15	312.922
Administrativos	2	31.292
<b>SUBTOTAL PERSONAL</b>		<b>490.244</b>

#### 4.7.5 MANTENCIÓN E IMPREVISTOS

Además, para calcular los costos de operación es necesario considerar un ítem de mantención y un ítem de imprevistos, los cuales corresponden a un 10% del costo de los equipos y un 5% de los costos de operación (suministros, personal y mantención), lo que entrega los valores descritos en la tabla 4.6:

Tabla 4.6 Costos de mantenimiento e imprevistos del proyecto

ITEM	Costo anual, USD
Mantención (10% costo equipos)	1.832.164
Imprevistos (5% costos operación)	496.025

#### 4.7.6 COSTO TOTAL DE OPERACIÓN

Los costos totales de operación consideran la suma de los insumos, costos de energía, costos de operación de EW, mantención e imprevistos, lo que finalmente entrega indicado en la tabla 4.7:

Tabla 4.7 Costo total de operación

OPERACIÓN	Costo anual, USD
Costos Total Operación	10.906.779

#### 4.8 DEPRECIACIÓN DE EQUIPOS DEL PROYECTO

Permite calcular el valor de un activo fijo durante su vida útil. Para este proyecto se considerará una vida útil de 10 años para todos los equipos. Para el cálculo de la depreciación, se utilizará el método lineal. De esta forma dicho valor en la tabla 4.8:

Tabla 4.8 Depreciación de equipos proyecto.

Valor equipos, USD	Vida útil	Depreciación anual, USD
18.321.643	10	1.832.164

#### 4.9 INGRESOS

De acuerdo a las toneladas de polvo de fundición, y al análisis realizado en Capítulo 3 de la propuesta de tratamiento, se obtiene 33,14 tpd de cobre, que corresponde a 73.072 libras de cobre diarias.

Para efecto del cálculo, se consideró 186 tpd y la hipótesis de que su composición permanece en las mismas condiciones durante los 10 años considerados como tiempo de evaluación del proyecto. Tomando en cuenta el valor de la libra de cobre con fecha 1 de Octubre de 2018 a 279,957 centavos de dólar, se obtiene un ingreso anual de 71.600.265 dólares.

#### 4.10 FLUJO DE CAJA

El flujo de caja corresponde a un informe financiero de cualquier proyecto, que se elabora a partir de los ingresos y egresos de la empresa en el periodo de evaluación establecido, con el objetivo de conocer la liquidez del proyecto. El flujo de caja permite evaluar la habilidad del proyecto para generar dinero.

Un flujo de caja positivo es un buen indicador pues demuestra que se incurre en menos gastos que ingresos. Por el contrario, un flujo de caja negativo indicará que el proyecto no es rentable, ya que los gastos serán mayores que los ingresos, por lo tanto, se debe evaluar si es conveniente continuar con el proyecto en cuestión.

Para la construcción del flujo de caja se consideraron los ingresos que corresponden a todo el beneficio económico generado por la venta de los cátodos de cobre producidos en la planta de tratamiento. También se consideraron los costos de operación dentro de los cuales se encuentran todos aquellos suministros necesarios en la planta de tratamiento de polvos y el costo de la energía eléctrica, además del personal necesario que esté a cargo de la planta, desde jefes de turno hasta operarios.



Considerando una tasa del 8% para el cálculo del VAN, se tiene:

VAN: 238 MUSD

TIR: 71%

De estos resultados se observa que, ambos indicadores VAN y TIR presentan valores positivos, por lo cual el tratamiento propuesto sería viable y bastante rentable de realizar para los inversionistas, ya que se obtiene una TIR superior al 35%. Lo anterior representa un escenario optimista para los inversionistas, sin embargo, se requiere determinar cual o cuales podrían ser las variables sensibles del proyecto, de tal manera de contar con la mayor cantidad de información, que permitan tomar decisiones con la mayor certidumbre.

#### **4.11 ANALISIS DE SENSIBILIDAD**

Al realizar un análisis económico de un proyecto, existen variables o condiciones de incertidumbre que es necesario evaluar, para determinar cómo se comportan e influyen en los indicadores económicos determinados, es decir, se pasa de una evaluación estática, a una evaluación dinámica, lo cual entrega mayor certeza a los inversionistas de los riesgos que puede tener el proyecto.

Lo anterior permite identificar las variables críticas del proyecto, y en base a ello, determinar donde se tiene que realizar mayores esfuerzos al momento de la planeación, ejecución y control.

Para ello se realizará un análisis de sensibilidad de las variables que podrían afectar más el proyecto, mediante al análisis del VAN y TIR

##### **4.11.1 CAMBIO DEL PORCENTAJE DE INGRESO DE Cu**

De acuerdo con los porcentajes de composición típica de los polvos de fundición, definidos en la tabla 2.1, estos presentan un 18% de cobre en su ingreso al proceso. Al realizar una variación del porcentaje de ingreso de cobre tabla 4.10, se observa que es una variable muy sensible y crítica para este proyecto a medida que esta decrece, puesto que nos lleva a tener indicadores negativos, lo cual nos muestra que, con dichos valores de VAN y TIR, el proyecto no es rentable. Al contrario, si el porcentaje de ingreso de cobre incrementara, se observa que los indicadores VAN y TIR son positivos y aumentan las ganancias para los inversionistas.



Tabla 4.10 Análisis de sensibilidad, variación del porcentaje del cobre en los polvos de fundición

<b>%Cu</b>	<b>VAN</b>	<b>TIR</b>
<b>5</b>	-1	8
<b>10</b>	91	35
<b>15</b>	183	58
<b>18</b>	<b>238</b>	<b>71</b>
<b>20</b>	275	80

#### 4.11.2 CAMBIO DEL PORCENTAJE DE INGRESO DEL As

En función de la composición típica de los polvos de fundición, los cuales presentan un 16% de arsénico a la entrada del flowsheet, de acuerdo con la tabla 2.1. Se realiza variación en el porcentaje de su composición, donde se observa que si decrece su porcentaje levemente se ven aumentados los indicadores VAN y TIR. Al contrario, si el porcentaje de arsénico aumenta, levemente disminuye los indicadores VAN y TIR.

Dado los resultados de la tabla 4.11, se infiere que esta variable no es crítica ni la más sensible para el proyecto presentado.

Tabla 4.11 Análisis de sensibilidad, variación del porcentaje de arsénico en los polvos de fundición

<b>%As</b>	<b>VAN</b>	<b>TIR</b>
<b>4</b>	250	74
<b>8</b>	246	73
<b>12</b>	242	72
<b>16</b>	<b>238</b>	<b>71</b>
<b>20</b>	234	70

#### 4.11.3 CAMBIO EN EL PORCENTAJE DE RECUPERACIÓN DE Cu

La recuperación del cobre afecta principalmente los procesos de lixiviación y electro obtención, pues de afecta de manera directa los flujos del electrolito fuerte y el electrolito agotado. De acuerdo con el análisis en el balance de masa realizado en el Capítulo 3, se obtuvo que la recuperación de cobre es de un 99%. Sin embargo, al decrecer su porcentaje de recuperación de

acuerdo a la tabla 4.12, se observa que los indicadores VAN y TIR disminuyen, sin embargo estos no se hacen negativos, por lo cual esta variable no es la más crítica de este proyecto.

Tabla 4.12 Análisis de sensibilidad, variación del porcentaje de recuperación de cobre del proceso S-V y T-O

<b>% Recuperación de Cu</b>	<b>VAN</b>	<b>TIR</b>
<b>70</b>	135	46
<b>80</b>	171	55
<b>90</b>	206	63
<b>95</b>	224	68
<b>99</b>	<b>238</b>	<b>71</b>

Se observa que, de las tres variables analizadas para este proyecto, la variable crítica y más sensible corresponde a la variación del porcentaje de cobre presente en los polvos de fundición cuando estos ingresan al proceso propuesto de S-V y T-O, dado que esta variable afecta directamente el flujo de caja al disminuir los ingresos proyectados, por lo cual ante su decrecimiento nos encontramos en un escenario probable, ya que con el tiempo la ley del cobre ha ido disminuyendo.

Lo anterior hace necesario determinar la proyección de decrecimiento que pueda tener esta variable en el tiempo, de tal manera de entregar un resultado probable para los inversionistas.

## 5 CAPITULO 5: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 5.1 CONCLUSIONES

Se estudió y evaluó técnica y económicamente el proceso de sulfidización-volatilización y tostación oxidante en conjunto con el propósito de buscar una alternativa para el tratamiento de los polvos generados en la fundición Chuquicamata, CODELCO y de esta manera contribuir con la implementación de la actual ley ambiental vigente para fundiciones en Chile.

La condensación posterior permite obtener el arsénico como  $As_2S_3$  mezclado con S, con una ley del orden del 50% de As, lo cual facilita su disposición, pues presenta una cantidad baja de residuo que hay que disponer que corresponden a 51,2 tpd, de manera segura, por lo que este primer residuo no generaría problemas ambientales, manteniéndolo en un depósito de residuos peligrosos, evitando el contacto con el oxígeno, es decir, evitando su oxidación.

Un segundo producto generado es el  $H_2SO_4$ , que resulta del procesamiento de los gases, en la planta de ácido de Chuquicamata, que puede representar un insumo para el mismo proceso planteado en su etapa de lixiviación o entregar beneficio económico al ser vendido.

La tostación oxidante se constituye como un proceso muy favorable para la recuperación de cobre por vía lixiviación y electroobtención, del 100% (27,9 tpd) de cobre que ingresa al proceso se recupera el 99% (27,6 tpd) como cátodos. Además, permite la formación de hematita y sulfato de plomo, productos insolubles.

Las características del PLS obtenido de la lixiviación de la calcina, permite tratar directamente en EW sin pasar por Extracción por Solventes, ya que de acuerdo al balance de masa calculado el PLS que saldría de lixiviación tiene 42,9 gpL de cobre, y luego de pasar por el espesador y filtro llega con una concentración de 48,9 gpL.

Como punto importante se debe mencionar que el tratamiento por electroobtención es beneficioso económicamente hablando, ya que permitiría hacer uso de la capacidad ociosa que presenta la minera, por lo que no se incurre en gastos de inversión para este proceso.

Como producto final se obtienen 33,14 tpd de cátodos de cobre con pureza de 99,9%, que representan un 99% del cobre presente en el PLS que llega a electroobtención, que finalmente genera USD 204.572 de ganancia diaria.

De la evaluación económica, se obtuvo una TIR de 71% y un VAN de USD 238 millones lo que permite mencionar que el proyecto de tratamiento analizado es inicialmente rentable para los

inversionistas, por lo cual es beneficioso internalizar y entregar un tratamiento integral en las dependencias de Chuquicamata a los polvos de fundición.

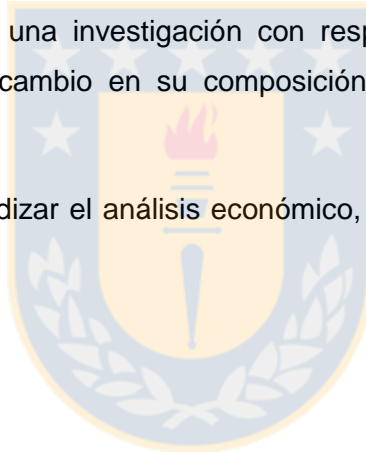
En cuanto al análisis de sensibilidad, es importante destacar que la variable más sensible de las tres estudiadas es el porcentaje de cobre que ingresa al proceso, por lo que se deberá tener un constante análisis químico de los polvos que ingresen al proceso productivo, ya que impactará de manera importante en la rentabilidad del proyecto.

## **5.2 RECOMENDACIONES**

Dado que el proceso de tostación oxidante fue estudiado de manera teórica se recomienda realizar estudios de laboratorio, con el fin de comprobar tanto las eficiencias como problemas asociados a cada subproceso del flowsheet propuesto. Esto entregará datos concretos para posteriormente realizar el cálculo de ingresos por venta en el flujo de caja.

Se debe procurar realizar una investigación con respecto al aumento anual tanto de la producción de polvos como el cambio en su composición, con el propósito de tener valores actualizados año a año.

Finalmente se debe profundizar el análisis económico, respecto al análisis en los costos de operación propuesto.



## 6 BIBLIOGRAFÍA

**Alguacil, F. J. 1996.** *Tratamiento hidrometalúrgico de los polvos de fundición de cobre. Desarsenificación de las disoluciones de lixiviación.* 1996.

**Ministerio del Medio Ambiente.** Ley Chile. [En línea] [Citado el: 5 de Mayo de 2018.] <https://www.leychile.cl/Navegar?idNorma=1057059>.

**Chain, Nassir Sapag. 2008.** *Preparación y Evaluación de Proyectos.* Quinta. Bogotá : Mc Graw Hill, 2008.

**Minería Chilena.** [En línea] [Citado el: 11 de Mayo de 2018.] <http://www.mch.cl/2008/01/25/altonorte-pone-en-servicio-planta-de-tratamiento-polvos-de-fundicion/>.

**Cochilco.** [En línea] [Citado el: 15 de Octubre de 2018.] [www.cochilco.cl](http://www.cochilco.cl).

**Departamento de Ingeniería Metalúrgica Universidad de Concepción. 2015.** *Pruebas exploratorias de sulfatación de polvos de fundición y de tostación de concentrados de cobre.* Concepción : s.n., 2015.

**Departamento de Ingeniería Metalúrgica Universidad de Concepción . 2010.** *Tecnología para eliminar elementos volátiles desde polvos metalúrgicos.* Concepción : s.n., 2010.

**Ecometales.** [www.ecometales.cl](http://www.ecometales.cl). [En línea] [Citado el: 10 de Mayo de 2018.] <http://www.ecometales.cl/operaciones-y-proyectos/lixivacion-de-polvos-de-fundicion-ptp/>.

**Instituto Tecnológico Geominero de España. 1991.** *Manual de Evaluación Técnico-Económica de Proyectos Mineros de Inversión.* Madrid : Graficas Topacio, 1991. ISBN 84-7840-077-X.

**Inflation.** [En línea] [Citado el: 15 de Octubre de 2018.] <https://es.inflation.eu/tasas-de-inflacion/chile/inflacion-historica/ipc-inflacion-chile-2010.aspx>.

**Servicio de Impuestos Internos.** [En línea] [Citado el: 20 de Octubre de 2018.] [http://www.sii.cl/valores\\_y\\_fechas/dolar/dolar2018.htm](http://www.sii.cl/valores_y_fechas/dolar/dolar2018.htm).

**Matche.** [En línea] [Citado el: 15 de Noviembre de 2018.] <http://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>.

**Mella, Fernanda Pavez. 2017.** *Estudio de los efectos de la incorporación de sembrado en el proceso de precipitación de escorodita en planta Ecometales Limited.* Concepción : s.n., 2017.

**Biblioteca del Congreso Nacional.** [En línea] [Citado el: 15 de Mayo de 2018.] <https://www.leychile.cl/Navegar?idNorma=1057059>.

**Schulz, Bernd.** Metalurgia Usach. [En línea] [Citado el: 1 de Mayo de 2018.] <https://metalurgia.usach.cl/sites/metalurgia/files/paginas/capitulo13.pdf>.

**Soto, Alejandro Morales. 2006.** *Caracterización de Polvos de Fundición de cobre y establecimiento de rutas de procesado.* s.l. : Universidad de Barcelona, 2006.

**Departamento de Ingeniería Metalúrgica Universidad de Concepción. 2010.** *Pruebas exploratorias de sulfatación de polvos de fundición y de tostación de concentrados de cobre.* Concepción : s.n., 2010.

**Ruhmer, W.T. 1991.** *Metallurgical equipment costs:* Techno-Economics Department, 1991.

**Reghezza, Andres. 1988.** *Dimensionamiento y evaluación de equipos metalúrgicos,* Universidad de Concepción, 1988.



## 7 ANEXOS

### DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

#### 1. MEZCLADOR

<b>Entrada</b>	<b>tpd</b>	<b>Salida</b>	<b>tpd</b>
Cu <sub>2</sub> S	17,5	polvos	155,0
FeS	17,1	S	36,4
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	38,0		
PbS	7,2		
otros	40,4		
CuSO <sub>4</sub>	35,0		

#### 2. PELETIZADOR

<b>Entrada</b>	<b>tpd</b>	<b>Salida</b>	<b>tpd</b>
Cu <sub>2</sub> S	17,5	Cu <sub>2</sub> S	17,5
FeS	17,1	FeS	17,1
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	38,0	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	38,0
PbS	7,2	PbS	7,2
otros	40,4	otros	40,4
S	36,4	S	36,4
H <sub>2</sub> O	15,5	H <sub>2</sub> O	15,5
bentonita	3,9	bentonita	3,9
CuSO <sub>4</sub>	35,0	CuSO <sub>4</sub>	35,0

## 3. HORNO ROTATORIO

<b>Entrada</b>	<b>tpd</b>	<b>Salida polvo</b>	<b>tpd</b>	<b>Salida gas+arrastre</b>	<b>tpd</b>
Cu <sub>2</sub> S	17,5	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,1	As <sub>2</sub> S <sub>3</sub>	39,5
FeS	17,1	Cu <sub>2</sub> S	16,6	SO <sub>2</sub>	25,6
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	38,0	FeS	16,2	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,1
PbS	7,2	PbS	6,8	S	8,2
otros	40,4	otros	38,4	Cu <sub>2</sub> S	0,9
S	36,4	bentonita	3,7	FeS	0,9
H <sub>2</sub> O	15,5	CuSO <sub>4</sub>	33,2	PbS	0,4
bentonita	3,9			otros	2,0
N <sub>2</sub>	7,8			H <sub>2</sub> O	15,5
CuSO <sub>4</sub>	35,0			bentonita	0,2
				N <sub>2</sub>	7,8
				CuSO <sub>4</sub>	1,7

## 4. CICLON

<b>Gas+arrastre</b>	<b>tpd</b>	<b>Salida gas</b>	<b>tpd</b>	<b>Salida arrastre</b>	<b>tpd</b>
As <sub>2</sub> S <sub>3</sub>	39,5	As <sub>2</sub> S <sub>3</sub>	39,5	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,1
SO <sub>2</sub>	25,6	SO <sub>2</sub>	25,6	Cu <sub>2</sub> S	0,9
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,1	S	8,2	FeS	0,9
S	8,2	H <sub>2</sub> O	15,5	PbS	0,4
Cu <sub>2</sub> S	0,9	N <sub>2</sub>	7,8	otros	2,0
FeS	0,9			bentonita	0,2
PbS	0,4			CuSO <sub>4</sub>	1,7
otros	2,0				
H <sub>2</sub> O	15,5				
bentonita	0,2				
N <sub>2</sub>	7,8				
CuSO <sub>4</sub>	1,7				

## 5. CONDENSADOR

<b>Gas</b>	<b>tpd</b>	<b>Salida condensado</b>	<b>tpd</b>	<b>Salida gases</b>	<b>tpd</b>
As <sub>2</sub> S <sub>3</sub>	39,5	As <sub>2</sub> S <sub>3</sub>	39,5	SO <sub>2</sub>	25,6



SO <sub>2</sub>	25,6	S	8,2	H <sub>2</sub> O	15,5
S	8,2			N <sub>2</sub>	7,8
H <sub>2</sub> O	15,5				
N <sub>2</sub>	7,8				

## 6. HORNO DE LECHO FLUIDIZADO

Calcina+arrastre	tpd	Salida polvo	tpd	Salida gases+arrastre	tpd
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,1	PbSO <sub>4</sub>	8,7	PbSO <sub>4</sub>	0,3
Cu <sub>2</sub> S	17,5	CuO	33,2	CuO	1,0
FeS	17,1	PbS	0,1	PbS	0,0
PbS	7,2	Cu <sub>2</sub> S	0,2	Cu <sub>2</sub> S	0,0
otros	40,4	CuSO <sub>4</sub>	0,7	CuSO <sub>4</sub>	0,0
bentonita	3,9	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,1	O <sub>2</sub>	4,6
CuSO <sub>4</sub>	35,0	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	15,0	SO <sub>2</sub>	33,1
O <sub>2</sub>	20,7	otros	39,2	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,0
N <sub>2</sub>	77,8	bentonita	3,8	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,5
				otros	1,2
				bentonita	0,1
				N <sub>2</sub>	77,8

## 7. CICLON 2

Gases+arrastre	tpd	Salida polvo	tpd	Salida gases	tpd
PbSO <sub>4</sub>	0,3	PbSO <sub>4</sub>	0,3	O <sub>2</sub>	4,6
CuO	1,0	CuO	1,0	SO <sub>2</sub>	33,1
PbS	0,002	PbS	0,0	N <sub>2</sub>	77,8
Cu <sub>2</sub> S	0,005	Cu <sub>2</sub> S	0,01		
CuSO <sub>4</sub>	0,021	CuSO <sub>4</sub>	0,02		
O <sub>2</sub>	4,6	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,03		
SO <sub>2</sub>	33,1	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,5		
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,03	otros	1,2		
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,5	bentonita	0,1		
otros	1,2				
bentonita	0,1				
N <sub>2</sub>	77,8				

## 8. ESTANQUE AGITADO

Calcina	tpd	Electrolito agotado	tpd	PLS	tpd
PbSO <sub>4</sub>	8,97	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	370,21	PbSO <sub>4</sub>	8,9
CuO	34,19	H <sub>2</sub> O	1622,74	CuSO <sub>4</sub>	229
PbS	0,07	CuSO <sub>4</sub>	159,85	PbS	0,07
Cu <sub>2</sub> S	0,17			Cu <sub>2</sub> S	0,17
CuSO <sub>4</sub>	0,70			As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,13
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,14			Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	15,4
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	15,4			otros	40,4
otros	40,40			bentonita	3,88
bentonita	3,88			H <sub>2</sub> O	1630,4
				H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	328,1

## 9. ESPESADOR

PLS	tpd	Solución	tpd	Pulpa	tpd
PbSO <sub>4</sub>	9,0	CuSO <sub>4</sub>	221,7	PbSO <sub>4</sub>	9,0
CuSO <sub>4</sub>	229,1	H <sub>2</sub> O	1578,2	PbS	0,1
PbS	0,1	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	317,7	Cu <sub>2</sub> S	0,2
Cu <sub>2</sub> S	0,2			As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,1
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,1			Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	15,5
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	15,5			otros	40,4
otros	40,4			bentonita	3,9
bentonita	3,9			CuSO <sub>4</sub>	7,3
H <sub>2</sub> O	1630,5			H <sub>2</sub> O	52,3
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	328,2			H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10,5

## 10. FILTRO

<b>Pulpa</b>	<b>tpd</b>	<b>Queque</b>	<b>tpd</b>	<b>Solución fuerte</b>	<b>tpd</b>
PbSO <sub>4</sub>	9,0	PbSO <sub>4</sub>	9,0	H <sub>2</sub> O	46,4
PbS	0,1	PbS	0,1	CuSO <sub>4</sub>	6,5
Cu <sub>2</sub> S	0,2	Cu <sub>2</sub> S	0,2	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9,3
As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,1	As <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	1,1	<b>Solución lavado</b>	<b>tpd</b>
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	15,5	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	15,5	H <sub>2</sub> O	5,8
otros	40,4	otros	40,4	CuSO <sub>4</sub>	0,8
bentonita	3,9	bentonita	3,9	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,2
CuSO <sub>4</sub>	7,3	H <sub>2</sub> O	5,8		
H <sub>2</sub> O	52,3	CuSO <sub>4</sub>	0,8		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10,5	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,2		
H <sub>2</sub> O(lavado)	23,4				

## 11. MEZCLADOR 2

<b>Solución fuerte + solución de lavado</b>	<b>tpd</b>	<b>Solución</b>	<b>tpd</b>	<b>Solución a EW</b>	<b>tpd</b>
H <sub>2</sub> O	52,3	CuSO <sub>4</sub>	221,7	CuSO <sub>4</sub>	229,1
CuSO <sub>4</sub>	7,3	H <sub>2</sub> O	1578,2	H <sub>2</sub> O	1630,5
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10,5	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	317,7	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	328,2

## 12. ELECTROOBTENCIÓN

<b>Solución EW</b>	<b>tpd</b>	<b>Electrolito agotado</b>	<b>tpd</b>	<b>Cátodos</b>	<b>tpd</b>
--------------------	------------	----------------------------	------------	----------------	------------

CuSO <sub>4</sub>	229,1	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	370,2	Cu	27,6
H <sub>2</sub> O	1630,5	H <sub>2</sub> O	1622,7		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	328,2	CuSO <sub>4</sub>	159,8		

### 13. CÁLCULO DE COSTO DE HORNO DE LECHO FLUIDIZADO

<b>Año</b>	<b>Inflación</b>	<b>Valor</b>
1978	0,086	1100000
1979	0,0976	1194600
1980	0,1106	1311192
1981	0,1212	1456210
1982	0,0927	1632703
1983	0,0459	1784055
1984	0,0372	1865943
1985	0,044	1935356
1986	0,421	2020512
1987	0,419	2871147
1988	0,0388	4074158
1989	0,0526	4232236
1990	0,0499	4454851
1991	0,0375	4677148
1992	0,0217	4852541
1993	0,0165	4957842
1994	0,0023	5039646
1995	0,0174	5051237
1996	0,0216	5139129
1997	0,0078	5250134
1998	0,01	5291085
1999	0,0263	5343996
2000	0,032	5484543
2001	0,0072	5660048
2002	0,038	5700801

### 14. ACTUALIZACIÓN DE PRECIOS DE LOS EQUIPOS

<b>2003</b>		0,0208		5917431			
<b>2004</b>		0,0213		6040514			
<b>2005</b>		0,0209		6169177			
<b>2006</b>		0,0167		6298112			
<b>2007</b>		0,0238		6403291			
<b>2008</b>		0,0116		6555689			
<b>2009</b>		0,0132		6631735			
<b>2010</b>		0,0235		6719274			
<b>2011</b>		0,023		6877177			
<b>2012</b>		0,0083		7035352			
<b>2013</b>		0,0124		7093746			
<b>2014</b>		0,0147		7181708			
<b>2015</b>		0,0161		7287279			
<b>2016</b>		0,015		7404604			
<b>2017</b>		0,0187		7515674			
<b>2018</b>		0,0199		7656217			
<b>EQUIPOS</b>	<b>2014, USD</b>	<b>2014, MCLP</b>	<b>2015, MCLP</b>	<b>2016, MCLP</b>	<b>2017, MCLP</b>	<b>2018, MCLP</b>	<b>2018, USD</b>
<b>Mezclador</b>	344800	209	219	228	234	240	363819
<b>Peletizador</b>	312480	189	198	207	212	217	329716
<b>Horno rotatorio</b>	5835300	3544	3707	3870	3974	4066	6157178
<b>Ciclón</b>	29040	17	18	19	19	20	30641
<b>Condensador</b>	21100	12	13	13	14	14	22263
<b>Horno lecho</b>							5772787
<b>Espesador</b>	1120000	680	711	742	762	780	1181779
<b>Filtro</b>	246900	149	156	163	168	172	260519
<b>Estanque agitado</b>	1235200	750	784	819	841	860	1303334
<b>Mezclador 2</b>	2731100	1658	1735	1811	1860	1903	2881748
<b>Ciclón 2</b>	16920	10	10	11	11	11	17853