

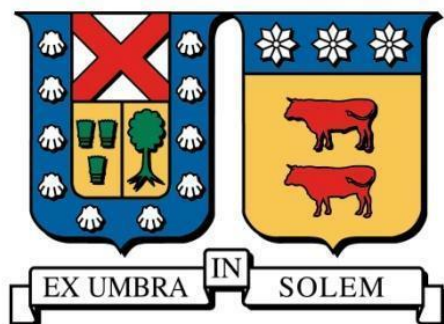


RECUPERACIÓN DE CÁTODOS DE ZINC A PARTIR DE POLVOS DE FUNDICIÓN

UNIVERSIDAD TÉCNICA FEDERICO SANTA MARÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA METALÚRGICA Y DE MATERIALES

SANTIAGO – CHILE



ESTUDIO CONCEPTUAL DE LA RECUPERACIÓN DE CÁTODOS DE ZINC A PARTIR DE POLVOS DE FUNDICIÓN

MEMORIA DE TITULACIÓN PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL DE MINAS

Presentado por

SEBASTIÁN MATÍAS VILLABLANCA BARRIENTOS

Profesor Guía

Ing. Dr. JORGE IPINZA ABARCA

Profesor Co-Referente

Ing. Jorge Gacitúa

AGOSTO 2020



AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer a todos los que me han acompañado desde el primer día, a quienes estuvieron ahí viendo como cada día daba todo de mí para llegar a este momento, darle las gracias a mis padres quienes se han esforzado para cada día sacarme adelante, a mi tía Marcela y mi tío Eduardo que me recibieron en su hogar desde el 2013 y me han hecho sentir en casa, a mis hermanos por todas las risas y el apoyo, a mis abuelos por el amor incondicional que me siguen dando, a mi madrina, al Javi y mi negra por darme toda la confianza del mundo y siempre creer en mí, a mis amigos de la banda por estar conmigo en las buenas y en las malas, a mis amigos de U Om porque sin ustedes no hubiese tenido el ánimo de terminar la carrera, al Leo, a Richard y a Nico por todos los momentos que hemos vivido juntos, a la Leslie y al Eric por todos los favores y las risas que hemos tenido en el departamento de minas, a mis amigos y colegas de CEEMIN en especial a la Anto, el Nico, la Ari, la Vale, el Gera, el Alemán y Colina estos dos años hemos aprendido mucho y hemos dejado una mejor carrera, a la Barby por ser mi mejor amiga y aunque quizá nos odiamos un poco siempre hemos estado el uno para el otro, a la tía Sary por cuidarme todas las veces que he estado enfermo en mi época universitaria, a Masashi Kishimoto por crear Naruto la fuente de mi tenacidad, al profe Diego Aristizábal por reencantarme con la ciencia, al profe Max y al profe Ramón por confiar en mí y haberme dado la oportunidad de ser ayudante de sus ramos durante varios semestres.

Finalmente quiero agradecer al profe Jorge, quién depositó su confianza en mí para un proyecto tan importante como el tratado en la memoria y a don Ricardo Santa María quien ha estado involucrado directamente con el desarrollo de esta memoria apoyándome en el laboratorio.



RESUMEN

ENAMI Paipote está buscando una forma de recuperar cátodos zinc desde los polvos que se producen en distintas zonas en su planta de fundición. Estos polvos presentan además una cantidad considerable de cobre (cuyo precio es aproximadamente el doble del zinc) y metales preciosos (plata y oro), lo que significa que la recuperación de zinc no puede implicar una pérdida en las leyes de estos tres metales. Por otra parte, también existe presencia de metales pesados como el arsénico, plomo y cadmio los que deben ser abatidos y dispuestos de forma segura según la legislación chilena actual. Esto hace que la solución y factibilidad económica para procesar dichos polvos y recuperar el zinc contenido en estos no sea trivial, por lo que será necesario definir diversos parámetros técnico-económicos para determinar el diseño final de tratamiento más viable.

Los polvos que se desean tratar metalúrgicamente, tienen 5 procedencias diferentes, las cuales son un Convertidor de Pierce-Smith (CPS), Tolvines, un Convertidor Teniente (CT), Un horno eléctrico (Miljo He) y otro Convertidor Teniente (Miljo CT). Cada uno de estos polvos presentan diferencias de granulometrías, composición química, pH, densidades, etc. Además, la producción de estos polvos es altamente variable, así como su composición química.

Experiencias previas muestran que para recuperar los metales presentes en granulometrías finas se debe utilizar el método de lixiviación agitada. Por otra parte, la depositación de cobre, zinc y cadmio en la electroobtención convencional se genera a potenciales eléctricos similares, por lo que para poder recuperar el zinc es necesario primero separar el cobre y el cadmio desde el PLS. En Sudáfrica se aplicó con éxito las celdas EMEW para recuperar el cobre presente en condiciones similares de zinc-cobre-cadmio, mientras que se ha demostrado que el cadmio puede ser precipitado mediante la adición de polvo de zinc.

El trabajo realizado en esta memoria demuestra que es posible diseñar una planta para tratar los polvos, en la que se logre la recuperación selectiva de zinc y cobre, considerando la remoción de elementos como el cadmio (mediante adhesión de polvo de zinc), arsénico (mediante el modelo de PAAA de ECOMETALES) y plomo (mediante SX convencional). La planta con una capacidad de tratamiento anual de 12.600 t de polvos, permite recuperar un 85% de Cu y 95% del Zn, considerando un CAPEX de \$8.558.796 USD y un OPEX de \$8.106.266 USD/año, con un potencial beneficio económico de \$12.281.023 de USD/año.



ABSTRACT

Enami-Paipote is searching a way to recovery zinc cathodes from copper smelting dusts. These powders have a no minor concentration of copper and precious metal (gold and silver), this signify that the zinc recovery can't involve a loss of grade of these three metals. For other hand, also exist heavy metals in these dusts, metals as arsenic and cadmium, these heavy metals must be despondent and dispose in a secure form according the Chilean legislation. These conditions do that the solution and economic feasibility for process these dusts and recovery the zinc not be trivial and must to be fix different technical-economic parameters for determinate the optimal design.

The powders in treatment has five different precedencies, which are a Pierce-Smith convertor (CPS), Tolvines, a teniente converter (CT), an electric oven (Miljo He) and another Teniente converter (Miljo CT). Each one of these dust present different granulometry, chemistry compose, pH, density, etc. Also, the production of these dust isn't constant.

Previously experience shown that in small granulometry must to use hectic leach. For other hand, the deposition of copper, zinc and cadmium in electrowinning happen in the same electric potential. For this the PLS must be freed of cadmium, copper and plumb. In South Africa has apply with success Emew cells for recovery copper in similar conditions, for other hand has demonstrated that the cadmium could be cemented by the zinc dust addition.

The work realized in this memory showed that is possible apply a treatment that allow recovery zinc and copper. Also, in this process the cadmium, arsenic and plumb are despondent. The process considers a CAPEX investment of \$8.558.796 USD, an OPEX Cost of \$8.106.266 USD/year and a potential economic profit of \$12.281.023 USD/year.



GLOSARIO DE SIGLAS

Tabla 0.1 Glosario de términos abreviados utilizados para la realización del documento, en donde se especifica la unidad de medida en caso de que posea.

SÍMBOLO	SIGNIFICADO	UNIDAD
CAPEX	Capital Expenditures	-
OPEX	Operational expenditures	-
Cía.	Compañía	-
DIA	Declaración de Impacto Ambiental	-
µm	Micro metros	µm
g/L	Gramos por Litro	g/L
gpt	Gramos por Tonelada	gpt
kg/t	Kilogramos por Tonelada	kg/t
Kt/a	Kilo tonelada por año	kt/a
Ltda.	Limitada	-
ppm	Partes por Millón	ppm
tpd	Toneladas por Día	tpd
tph	Toneladas por Hora	tph
tpm	Toneladas por Mes	tpm
USc/lb	Centavos estadounidenses por libra	USc/lb
USD/lb	Dólares Estadounidenses por libra	USD/lb
Pa	Pascales	Pa
eV	ElectroVolts	eV
mV	Mili Volts	mV
A/m ²	Densidad de corriente (ampere por metro cuadrado)	A/m ²
USGS	United States geological service	-
SEDEX	Sedimentarios exhaltivos	-
REDOX	Reducción-Oxidación	-
LX	Lixiviación	-
SX	Extracción por solventes	-
EW	Electrowinning	-
EMEW	Electromagnetic electrowinning	-
M	Molar	M
EDR	Electrodiálisis reactiva	-
Cp	Concentración en peso	-
Mt	Millones de toneladas	Mt
CPS	Convertidor Pierce-Smith	-
CT	Convertidor teniente	-
Miljo HE	Horno eléctrico sector miljo	-
Miljo CT	Convertidor teniente sector miljo	-

GLOSARIO DE TÉRMINOS

Tabla 0.2 Glosario de términos usados para realizar este documento

TÉRMINO	SIGNIFICADO
Lixiviación	La lixiviación, o extracción sólido-líquido, es un proceso en el que un disolvente líquido pasa a través de un sólido pulverizado para que se produzca la disolución de uno o más de los componentes solubles del sólido.
Electrolito	El PLS (Pregnant Leaching Solution) es la solución rica del proceso productivo de lixiviación.
Greenfield	Realización de un proyecto desde 0.
Smelting	Fundición.
Commodities	Producto o bien por el que existe una demanda en el mercado y se comercian sin diferenciación cualitativa en operaciones de compra y venta.
Stacker	Apilador utilizado para homogenizar muestras.
Overflow	Sobreflujo que en este contexto hace referencia al flujo que necesita volver a ser purificado.
Tostación	Proceso metalúrgico a altas temperaturas en el cual se espera disminuir la cantidad de azufre en un concentrado.
Electrolisis	Reacción química que permite obtener metales de interés a través de electrowinning.
SX (extracción por solventes)	Proceso metalúrgico en el cual se extraen selectivamente metales de interés.
Peletización	Proceso siderúrgico que consiste en moldear material en forma de esferas.
Proceso Waelz	Procesamiento pirometalúrgico en un tambor rotatorio a 1.200-1.300°C
Mixer-settler	Mezcladores utilizados en el proceso de extracción por solventes

Tabla 0.3 Códigos de origen de referencias para diseño

Origen	Denominación
Practica estándar de la industria	A
Recomendación de proveedores	B
Consideración bibliográfica (Referencia técnica)	C
Cotización Online	D
Pruebas metalúrgicas y consumo de reactivos	E
Criterio de cálculo de proceso	F
Valor entregado por ENAMI-Paipote	G



ÍNDICE GENERAL

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN.....	22
1.1 Introducción general	22
1.2 Definición del problema	23
1.3 Hipótesis	24
1.4 Objetivos.....	24
1.4.1 Objetivo general.....	24
1.4.2 Objetivos específicos	24
CAPÍTULO 2. ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DEL BENEFICIO DE MINERALES DE ZINC.....	25
2.1 El elemento zinc	25
2.2 Minerales de zinc	26
2.3 Metalurgia del zinc	28
2.3.1 Flotación del zinc.....	29
2.3.2 Pirometalurgia del zinc	34
2.3.3 Hidrometalurgia del zinc	35
2.4 Mercado del zinc.....	40
2.4.1 Recursos y reservas de zinc	40
2.4.2 Operaciones de zinc	41
2.4.3 Producción mundial de zinc.....	42
2.4.4 Comercialización de zinc.....	43



2.4.5	Proyección de la oferta y demanda del zinc	45
CAPÍTULO 3. ANÁLISIS CRÍTICO DEL ESTADO DEL ARTE		49
3.1	Caracterización de polvos de fundición.....	49
3.2	Separación y concentración mediante técnicas físicas.	52
3.2.1	Separación magnética	52
3.2.2	Hidrociclizado de los polvos	54
3.3	Procesos de tratamiento de los polvos de fundición.....	54
3.3.1	Procesos combinados piro-hidrometalúrgicos.....	55
3.3.2	Procesos hidrometalúrgicos a presión y temperatura variable	61
3.3.3	Procesos hidrometalúrgicos a presión atmosférica y temperatura variable.....	61
3.3.4	Procesos hidrometalúrgicos para tratamiento de arsénico en producción de cobre	86
3.3.5	Caso ECOMETALES: tratamiento de polvos y borras	91
3.3.6	Electroobtención magnética como método de eliminación de impurezas.....	94
3.3.7	Electrodiálisis reactiva.....	98
CAPÍTULO 4. MATERIALES Y MÉTODOS DE TRABAJO		103
4.1	EQUIPAMIENTO EXPERIMENTAL	103
4.2	MATERIALES E INSUMOS.....	103
4.3	PREPARACIÓN DE MUESTRAS REPRESENTATIVAS	104
4.3.1	Obtención de muestras representativas para procedimientos y caracterización de polvos.....	105
4.3.2	Homogeneización y caracterización de la muestra.....	106
CAPÍTULO 5. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS		107



5.1 Resultados a partir del análisis de la bibliografía	107
5.2 Análisis de los resultados experimentales de lixiviación a escala de laboratorio.....	108
5.2.1 Análisis granulométrico	108
5.2.2 Pruebas de pH	111
5.2.3 Análisis químico y formación de compósitos de polvos	111
5.2.4 Consumo de reactivos en las etapas de lixiviación y precipitación	113
5.2.5 Determinación de la densidad absoluta de los diferentes polvos de fundición .	114
5.3 Análisis de las pruebas de lixiviación.....	118
5.4 Efecto del uso de la solución acida proveniente de la planta del tratamiento de gases.	121
CAPÍTULO 6. DIAGRAMA DE FLUJO, CAPEX, OPEX Y POTENCIAL ECONÓMICO DE LA PLANTA.....	125
6.1 Diagrama de flujo del proceso de recuperación de zinc	126
6.2 Balance de masas	132
6.3 Cálculo de CAPEX	138
6.4 Cálculo de OPEX.....	142
6.4.1 Consumo de reactivos	142
6.4.2 Consumo de energía	144
6.4.3 Consumo de agua.....	145
6.4.4 Transporte de polvos, soluciones ácidas y residuos	146
6.4.5 Consumo de insumos y mantenciones	147
6.4.6 Costo de Mano de obra	148
6.5 Análisis de los ingresos esperados.....	149



CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	151
7.1 Conclusiones.....	151
7.2 Recomendaciones	152
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	153
CAPÍTULO 8. ANEXO	157
8.1 Figuras de procesos y equipos	158
8.2 Datos históricos de los polvos de fundición	161
8.3 Lixiviación de los polvos.....	165
8.4 Filtrado y empaquetado	167



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 Depósitos SEDEX en el mundo. Fuente: depósitos estratoligados (Jorge Acostale, 2013).....	26
Figura 2.2 Ambiente Intracontinental. Fuente: depósitos estratoligados (Jorge Acostale, 2013).....	27
Figura 2.3 Ambiente continental de extensión. Fuente: depósitos estratoligados (Jorge Acostale, 2013).....	27
Figura 2.4 Cuencas tipo rift continentales depósitos. Fuente: depósitos estratoligados (Jorge Acostale, 2013).....	28
Figura 2.5 Diagrama simplificado de la formación de concentrados de zinc y sus tratamientos por ambas vías metalúrgicas. Fuente: Metalurgia y siderurgia, (Payno et al, 2012).....	29
Figura 2.6 Diagrama de flujo general para flotación de minerales Ag-Pb-Zn. Fuente: 911 metallurgist	34
Figura 2.7 Representación del proceso de licuación para refinación de zinc. Fuente: Metalurgia y siderurgia, (Payno et al, 2012).	35
Figura 2.8 Diagrama de flujo general para la recuperación de zinc vía hidrometalurgia, Fuente: el cinc y su metalurgia, 2004.	36
Figura 2.9 Diagrama del proceso de lixiviación Neutra, Fuente: Metalurgia y siderurgia, M. L. Payno; J. Setién, Universidad de Cantabria. (Payno et al, 2012).	37
Figura 2.10 Diagrama del proceso de lixiviación ácida. Fuente: Metalurgia y siderurgia, Universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).	37
Figura 2.11 Diagrama del proceso de precipitación de ferrita en forma de Jarosita. Fuente: Metalurgia y siderurgia, universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).	38
Figura 2.12 Diagrama del proceso de precipitación de ferrita en forma de goetita. Fuente: Metalurgia y siderurgia, universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).	38



Figura 2.13 Diagrama del proceso de purificación de impurezas, Metalurgia y siderurgia, M. L. Payno; J. Setién, universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).....	39
Figura 2.14 Diagrama del circuito cerrado necesario para producir un electrolito de zinc altamente puro. Fuente: Metalurgia y siderurgia, universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).....	39
Figura 2.15 Principales países productores de zinc, Fuente: CRU.....	42
Figura 2.16 Principales empresas productoras de zinc, Fuente: CRU.....	42
Figura 2.17 Principales países importadores y exportadores de concentrado de zinc. Fuente: IHS markit, UN comtrade, CRU.....	43
Figura 2.18 Principales países importadores y exportadores de zinc refinado Fuente: IHS markit, UN comtrade, CRU.....	44
Figura 2.19 Precio del zinc en US\$/Lb por año. Fuente: Foster.....	44
Figura 2.20 Balance del mercado (Oferta vs Demanda) y precio del zinc por año (periodo 2008-2017) Fuente: CRU.	45
Figura 2.21 Proyección de producción de zinc en kt por país hasta el 2035. Fuente: CRU.	46
Figura 2.22 Proyección del balance del mercado (Oferta vs Demanda) y precio del zinc por año (periodo 2018-2035) Fuente: CRU	48
Figura 3.1 Microfotografía mostrando la morfología de las diferentes especies y partículas presentes en los polvos de fundición en Chile. a) cristales de arsenolita 5µm con una morfología octaedral común, b) cristales de sulfuros/sulfatos Zn-Cu-K (al centro) de alrededor de 10 µm y partículas finas de As, Zn y Cd, c) Partículas de Zn-S (en el centro) y d) partículas aleatorias de Pb, As y Zn rodeadas por partículas de arsenolita discreta y finas partículas de esfalerita. Fuente: Copper smelting flue dust: a potential source of germanium (Font et al., 2011).....	52
Figura 3.2 . Resultados Experimentales de la Separación Magnética	53



Figura 3.3 Esquema de la Tecnología de Reciclaje de los Polvos de Fusión de Cobre con un Procesamiento Pirometalúrgico en dos Etapas en un Tambor Rotatorio. Fuente: Copper smelter dust is a promising material for recovery of nonferrous metals by the waelz process (Grudinsky et al., 2019).	56
Figura 3.4 Cambio de la Energía Libre de Gibbs de las Reacciones (1) y (2) Entre 25 y 1.200 °C. Fuente: Copper smelter dust is a promising material for recovery of nonferrous metals by the waelz process (Grudinsky et al., 2019).	56
Figura 3.5 Esquema Tecnológico para el Reciclaje de los Polvos de Fundición de Cobre con una Etapa de Procesamiento Pirometalúrgico en un Horno Rotatorio. Fuente: Copper smelter dust is a promising material for recovery of nonferrous metals by the waelz process (Grudinsky P. et al., 2019).	57
Figura 3.6 Extracción de Diferentes Metales en Función de la Concentración de la Base. Tiempo de Lixiviación: 2h; 300 Rpm y 90°C. Fuente: Study of zinc Leaching of EAF flue dust using sodium hydroxide (Abdul et al, 2016).	63
Figura 3.7 Composición Metálica en el Ripio de Lixiviación para Diferentes Concentraciones (2M, 4M, 8M) para lixiviación de 2 horas a 300 rpm y 90°C. Fuente: Study of zinc Leaching of EAF flue dust using sodium hydroxide (Abdul et al 2016)	64
Figura 3.8 Diagrama Esquemático del Proceso de Lixiviación de Zinc. Fuente: treatise on process metallurgy volumen 3 (Seetharaman et al., 2014).	69
Figura 3.9 Proceso Hidrometalúrgico para el Tratamiento de los Polvos de Fundición de Cobre. Fuente: Tratamiento hidrometalúrgico de los polvos de fundición de cobre. Desarsenificación de las disoluciones de lixiviación (Alguacil et al, 1996)	71
Figura 3.10 Planta El Teniente para el Tratamiento de Polvos de Fundición (Farias Et Al., 1993).	83
Figura 3.11 Planta Chuquicamata para el Tratamiento de Fundición (Farias Et Al., 1993).	83
Figura 3.12 Diagrama de Flujo Básico del Proceso Electrolítico de Zinc (Morgan Et Al., 1985).	84



Figura 3.13 Diagrama De Flujo del Proceso Jarosita para Calcinas de Zinc (Morgan et al, 1985).	85
Figura 3.14 Precipitación selectiva de metales a diferentes valores de pH. Fuente: Selective Sulphide Precipitation of Heavy Metals from Acidic Polymetallic Aqueous Solution by Thioacetamide (Gharabaghi, 2012)	86
Figura 3.15 Generación de Polvos de Fundición, Captura y Transporte hacia Ecometales. Fuente: Informe Ejecutivo de los Resultados de Pruebas Experimentales del Proyecto Eureka (Mallea R. et al, 2018)	91
Figura 3.16 Proceso de Lixiviación de Polvos de Fundición y Recuperación de Cobre. Fuente: Informe Ejecutivo de los Resultados de Pruebas Experimentales del Proyecto Eureka (Mallea R. et al, 2018).....	92
Figura 3.17 proceso de abatimiento de arsenico y antimonio (Ipinza, 2018).....	92
Figura 3.18 Proceso de Formación de Escorodita. Fuente: Informe Ejecutivo de los Resultados de Pruebas Experimentales del Proyecto Eureka (Mallea R. et al, 2018).....	92
Figura 3.19 Diagrama planta Skorpion Zinc y posibles localizaciones de zonas de operación del EMEW®. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux E. et al, 2008).....	95
Figura 3.20 Vista perfil de EMEW Plate ®. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux. et al, 2008).	96
Figura 3.21 Visualización de una planta EMEW® Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux et al, 2008).	96
Figura 3.22 Diagrama de la planta piloto a escala utilizada para analizar la eficiencia y los resultados de la utilización de EMEW Powder ®. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux et al, 2008).	97
Figura 3.23 Resultados de concentración de impurezas en el PLS. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux et al, 2008).	98



Figura 3.24 Montaje Experimental para la EW Convencional y EDR. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).....	99
Figura 3.25 Voltametría Lineal Anódica Convencional con Ánodo de Superficie de Iro_2 A 25°C. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).....	100
Figura 3.26 Voltametría Lineal Anódica de la Reacción $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ en EW del Zinc con Ánodo de Iro_2 Mediante ERD A 25°C. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).	100
Figura 3.27 Cinética de Oxidación del Ion Ferroso a Férrico con Diferentes Ánodos. H_2SO_4 : 0,5 M; FeSO_4 : 1 M; 600 rpm; 25 °C. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).	101
Figura 3.28 Cinética de Oxidación del Ion Ferroso a Férrico con Diferentes Ánodos. H_2SO_4 : 0,5 M; Feso_4 : 1 M; 600 rpm; 50 °C. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).	101
Figura 4.1 Muestras de polvos sobre las 200 mallas (en el primer envío)	104
Figura 4.2 Muestra de Polvo CPS antes de homogeneizar.	105
Figura 5.1 Distribución granulométrica fracción sobre #200.....	109
Figura 5.2 Distribución granulométrica fracción bajo #200.....	110
Figura 5.3 aplicación G-G-S para las distribuciones granulométricas bajo la malla #200.	110
Figura 5.4 pesada del picnómetro con polvo (Polvo tolvines)	114
Figura 5.5 pesada de picnómetro con polvo (Polvo CT)	115
Figura 5.6 Imagen de cristalización de cobre posterior al proceso de decantación de sólidos.	116
Figura 5.7 Imagen de cristalización de cobre posterior al proceso de decantación de sólidos.	116



Figura 5.8 Capa de baja porosidad del polvo lixiviado de Miljo HE en el proceso de filtración.	117
Figura 5.9 Polvo Mijo HE previo al roleo y cuarteo, se aprecia gránulos de polvo formados	117
Figura 5.10 Cinética de extracción de zinc usando tres medios lixiviantes diferentes.....	120
Figura 5.11 Cinética de extracción de cobre soluble usando tres medios lixiviantes diferentes	120
Figura 5.12 Cinética de extracción de fierro usando tres medios lixiviantes diferentes. ...	121
Figura 5.13 Distribución de la concentración de zinc para el periodo enero 2017-marzo 2019	121
Figura 5.14 Distribución de la concentración de cobre para el periodo enero 2017-marzo 2019	122
Figura 5.15 Distribución de la concentración de fierro para el periodo enero 2017-marzo 2019	122
Figura 5.16 Distribución de la concentración de arsénico para el periodo enero 2017-marzo 2019	122
Figura 5.17 Distribución de la concentración de cadmio para el periodo enero 2017-marzo 2019	123
Figura 5.18 Distribución de la concentración de ácido para el periodo enero 2017-marzo 2019	123
Figura 8.1 pH-Meter.	158
Figura 8.2: Agitador Dragon Lab® OS20-Pro	158
Figura 8.3 Bomba de presión Boeco® R-300.....	159
Figura 8.4 Balanza digital Winkler® sensibilidad 0,01[g].....	159
Figura 8.5 Balanza digital Revel® sensibilidad 0,0001[g].....	159



Figura 8.6 Espectrómetro láser fritsch® para granulometrías finas	160
Figura 8.7 Estufa EDEMET	160
Figura 8.8 Agitador magnético JKI	161
Figura 8.9 concentraciones metálicas en los lavadores	164
Figura 8.10 Lixiviación agitada con agitadores convencionales.	166
Figura 8.11 Lixiviación agitada con agitadores magnéticos.	166
Figura 8.12 Filtrado de polvos con bombas de vacío y matraz de Erlenmeyer para separación de sólido y líquido.	167
Figura 8.13 Empaquetado de PLS en vasos de plástico.	167
Figura 8.14 Cotización EMEW® plate para recuperar cobre.....	168



ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 0.1 Glosario de términos abreviados utilizados para la realización del documento, en donde se especifica la unidad de medida en caso de que posea.	5
Tabla 0.2 Glosario de términos usados para realizar este documento	6
Tabla 0.3 Códigos de origen de referencias para diseño	6
Tabla 2.1 Recursos y reservas mundiales de zinc en Mt 2008-2017, Fuente: USGS.....	41
Tabla 2.2 Costos capital de proyectos de zinc 2017, Fuente: CRU.....	42
Tabla 2.3 Producción anual mundial de zinc en kt, periodo 2008 2017. Fuente: CRU	43
Tabla 3.1 Composición Química del Polvo en una Fundición de Hierro.	62
Tabla 3.2 Composición Química del Polvo Antes y Después Fuente: Study of zinc Leaching of EAF flue dust using sodium hydroxide (Abdul et al, 2016)	64
Tabla 3.3 Resultado de Análisis de Muestras de Polvo. Muestras 1 y 2: Polvos de Horno Flash; Muestra 3: Horno de Fusión Continua. Fuente: Polvos de fundición de cobre (M. Ros, 2013).	65
Tabla 3.4 Composición (%) en peso de Polvos de Fundición de Cobre (Alguacil et al, 1996).	72
Tabla 3.5 Minerales de arsénico	87
Tabla 3.6 Procesos de remoción de arsénico	88
Tabla 3.7 Estabilidad al largo plazo de residuos arsenicales.....	89
Tabla 3.8 Solubilidad de precipitados Fe-As.....	91
Tabla 3.9 Resultados de la aplicación de EMEW Powder® para recuperar polvo de cobre. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux et al, 2008).	97



Tabla 5.1 Granulometría de los polvos de fundición mediante la técnica de tamizaje en rot-up	108
Tabla 5.2 Granulometría polvos de fundición mediante técnica de espectrometría laser. .	109
Tabla 5.3 Funciones lineales de la distribución granulométrica de cada polvo mediante la aplicación de G-G-S	110
Tabla 5.4 Resultados de pH de los polvos	111
Tabla 5.5 Contenido químico de cada tipo de polvo de fundición	112
Tabla 5.6 Cantidad total mensual de metales de interés y contaminantes contenido en los polvos.....	113
Tabla 5.7 densidad de los polvos según la ecuación de 4.1.....	114
Tabla 5.8 . Concentración de las especies de interés contenidas en el compósito de polvos de fundición.	118
Tabla 5.9 Composición de la solución de lavado de gases de la fundición de ENAMI-Paipote	118
Tabla 5.10 Soluciones ácidas sintéticas para la lixiviación agitada del compósito de polvos	119
Tabla 5.11 cobre y zinc generado en el lavador y la torre quench.	123
Tabla 5.12 Arsénico y cadmio generado en el lavador y la torre quench.....	123
Tabla 6.1 Criterios y características generales del diseño de planta.....	130
Tabla 6.2 Balance de masa en la zona de lixiviación CT, CPS, Tolvines y Miljo HE.....	132
Tabla 6.3 Balance de masa en la zona de lixiviación del polvo Miljo CT y filtro de disco.	133
Tabla 6.4 Balance de masa en abatimiento de cadmio.	133
Tabla 6.5 Balance de masa de lixiviación secundaria y centrifugado de pulpa.	134



Tabla 6.6 Balance de masa en reactores de precipitación de arsénico.	135
Tabla 6.7 Balance de masa en el espesador y filtro del proceso PAAA.....	135
Tabla 6.8 Balance de masa del proceso de concentrado.....	136
Tabla 6.9 Balance de masa de la dilución de PLS y recuperación de Cu en EMEW.....	136
Tabla 6.10 Balance de masa de la concentración de PLS y recuperación de Zn.....	137
Tabla 6.11 Equipos necesarios	139
Tabla 6.12 Resumen del CAPEX de la planta	141
Tabla 6.13 Costo del ácido sulfúrico y el hidróxido de sodio en dólares por kilo Fuente: Cost estimation handbook, AUSIMM 2018.	142
Tabla 6.14 Cantidad de reactivo necesario por cada litro de agua según experimentación en el laboratorio.....	142
Tabla 6.15 consumo y OPEX estimado de insumos.....	144
Tabla 6.16 consumo energético de los equipos y costo OPEX asociado a esto	145
Tabla 6.17 consumo mensual de agua	146
Tabla 6.18 movimiento de materiales contaminantes.....	146
Tabla 6.19 costo mensual OPEX del mantenimiento e insumos de los equipos	148
Tabla 6.20 Costo de la mano de obra para la planta.....	149
Tabla 6.21 Resumen OPEX total mensual de la planta	149
Tabla 6.22 Precio del cobre y el zinc usados para el proyecto Fuente: COCHILCO.....	149
Tabla 6.23 Beneficio económico mensual por recuperación de cobre y zinc	150
Tabla 9.8.1 Carta gantt.....	157
Tabla 8.2 composición metálica del polvo MILJO HE mes a mes	161
Tabla 8.3 composición metálica del polvo MILJO CT mes a mes.....	162



Tabla 8.4 composición metálica del polvo tolvines mes a mes	162
Tabla 8.5 composición metálica del polvo CPS mes a mes	162
Tabla 8.6 composición metálica del polvo CT mes a mes	163
Tabla 8.7 experiencias para cinética de extracción	163
Tabla 8.8 extracción de zinc y cobre para distintos medios lixiviantes y distintos tiempos	163



CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

1.1 INTRODUCCIÓN GENERAL

Hoy en día la minería y metalurgia han debido innovar en búsqueda de nuevas alternativas para recuperar metales preciosos y metales base debido principalmente a la reducción progresiva de las leyes en los yacimientos, además de que la legislación es cada vez más restrictiva respecto a los pasivos ambientales dejados por la actividad minera.

En los procesos pirometalúrgicos, los gases involucrados en los hornos y convertidores contienen mezclan cenizas de fundición (fracción sólida en los gases) lo que genera algo denominado “polvo de fundición”. En algunos casos el volumen de los polvos de fundición presenta un problema para algunas empresas mineras debido a la gran cantidad producida en los procesos. Estos polvos presentan contenidos metálicos altos en Fe, Cu, Zn dependiendo de su origen, lo cual genera un potencial negocio.

La empresa ECOMETALES, filial de CODELCO ha desarrollado un proceso el cual contempla una fase preliminar de abatimiento de arsénico y antimonio para posteriormente recuperar cátodos de cobre de alta pureza, todo esto a partir de polvos de fundición. Esta empresa ha tenido beneficios económicos por aproximadamente 10 años.

ENAMI-Paipote con el fin de generar menores pasivos ambientales y mayores ganancias ha decidido investigar la posibilidad de recuperar cátodos de zinc de alta pureza proveniente de los polvos de su fundición los cuales tienen 5 orígenes diferentes, un horno eléctrico, un convertidor Pierce-Smith, Tolvines y dos Convertidores Teniente. Las características físicas y químicas de los polvos varían según su procedencia, esto debido a que dependiendo de su origen, el tamaño y la composición química es distinta.

Esta memoria busca dar solución a lo planteado por ENAMI-Paipote, es por ello que se analizarán los polvos y sus composiciones metálicas para determinar la mejor forma de recuperar el zinc presente en ellos, sin perder otros contenidos metálicos de interés como el oro, la plata y el cobre.



1.2 DEFINICIÓN DEL PROBLEMA

ENAMI-Paipote presenta una alta concentración de zinc, cobre (y otros metales) en los polvos provenientes de su planta de fundición, es por ello que quieren generar un negocio a partir de estos. Hoy en día existen algunos métodos para recuperar el cobre proveniente de polvos de fundición, por lo cual, utilizando esto como base ENAMI-Paipote plantea la posibilidad de recuperar cátodos de zinc de alta pureza.

El principal desafío de la lixiviación de los polvos de fundición se encuentra en la purificación de la solución mediante precipitaciones fraccionales, correctamente aplicadas para una alta eficiencia en el proceso, mayor a 95%, particularmente asociada con aquellos elementos que pueden interferir en la electroobtención del zinc. La recuperación del zinc por la vía de la hidrometalurgia en este caso es bastante compleja, puesto que los iones de zinc y cobre poseen la misma carga eléctrica y se pueden depositar a potenciales eléctricos similares (desde 2,6 eV), sin embargo, el cobre por sus propiedades electroquímicas se electro deposita antes.

Los polvos además de metales base, presentan arsénico y cadmio, los que son considerados contaminantes, por lo que deben ser abatidos y dispuestos de forma segura según la normativa chilena vigente. Esto significa que el arsénico debe ser cristalizado y dispuesto en forma de escorodita. Por otra parte, hoy en día la legislación chilena no ha establecido una forma de disponer el cadmio, pero en post de un negocio consciente con el medio ambiente se buscará la forma más segura de tratar y almacenar este metal pesado.

Como se mencionó anteriormente los polvos presentan una concentración de cobre no menor, este metal dobla el precio del zinc (aproximadamente), por lo que se debe recuperar para su posterior venta. Hoy en día la precipitación de cobre se realiza con la utilización de polvo de zinc, este proceso es bastante eficiente, pero implica un enorme costo para la planta y una recuperación de cobre cementado de menor precio. Es por esto qué, además se buscan alternativas para eliminar o disminuir el uso de polvo de zinc.

Por otra parte, otra limitante que se debe tener en cuenta, es la concentración de oro y plata en los polvos. Por encargo de ENAMI-Paipote esta no puede verse disminuida, debido a que el negocio de estos metales es prioritario para ellos, retornándolos a la fundición.



1.3 HIPÓTESIS

La recuperación selectiva de los elementos de valor (Zn, Cu y metales preciosos) que componen los polvos de fundición es posible mediante una configuración innovadora de procesos unitarios, con tecnologías probadas en la minería metálica, que permita concentrar y purificar soluciones de zinc y cobre para producir cátodos, diversificando la matriz de productos de FHLV.

1.4 OBJETIVOS

1.4.1 Objetivo general

Recuperar el zinc contenido en los polvos de fundición de cobre, mediante un conjunto de operaciones unitarias de lixiviación, precipitación y electroobtención.

1.4.2 Objetivos específicos

- Seleccionar un agente de lixiviación que permita disolver los elementos metálicos contenidos en el polvo de fundición, con excepción del oro y de la plata, asegurando la máxima extracción del zinc.
- Definir las mejores técnicas para la precipitación selectiva de impurezas (As, Cd, Pb) y de otros elementos de valor (Cu), minimizando la pérdida de zinc.
- Plantear un diagrama de flujos de la planta de recuperación de zinc y los criterios de diseño de cada operación unitaria.
- Determinar el balance de masa de la planta propuesta para los elementos de interés económico.
- Estimar CAPEX y OPEX a nivel conceptual ($\pm 50\%$)



CAPÍTULO 2. ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DEL BENEFICIO DE MINERALES DE ZINC

2.1 El elemento zinc

Se han encontrado aleaciones de zinc que datan desde 1.500-1.000 Antes de Cristo en las provincias de Canaán y Transilvania, por lo que se sabe que el uso del zinc en el desarrollo de la vida humana ha existido desde la antigüedad. Sin embargo, por su bajo punto de fusión y la reactividad química del elemento se cree que en esos tiempos la gente no era capaz de entender los usos del zinc.

Cerca del 30 A.C los romanos fabricaban latón el cual era una aleación de cobre y zinc, el cual se utilizaba en la creación de objetos y materiales. Entre los siglos XI y XIV en la India ya conocían la existencia del zinc, donde desarrollaron procesos de extracción y fundición del metal. El zinc para ese entonces todavía no se reconocía como metal distinto de los siete metales de la antigüedad (oro, cobre, plata, hierro, mercurio, plomo y estaño). No fue hasta 1546 cuando Georgius Agrícola postuló la existencia de un nuevo metal “Zincum”. En 1743 se fundó en Bristol el primer establecimiento para la fundición a escala industrial. Finalmente, en 1746 Andreas Margraff trabajó en *“El método de extracción del cinc de su mineral verdadero, la calamina”* este trabajo cimentó la metalurgia del cinc.

La producción de zinc en el planeta alcanzó en el 2011 12,4 Millones de toneladas métricas, donde los principales países productores fueron China, Perú y Australia. Las aplicaciones del zinc en la vida moderna son bastantes diversas: En la industria aeroespacial, las capsulas utilizan baterías de Zinc-Carbono por su óptimo uso-peso; Metalurgia de los metales preciosos; Pinturas al óleo; Aleaciones como el latón, Aluzinc, etc. ánodos donde se utiliza como elemento de sacrificio para evitar la corrosión de otros metales; Piezas de fundición inyectada; Galvanización y vivienda.

El zinc es un metal clasificado como metal en transición, es el 23º elemento más abundante en el planeta y su característica más importante es la galvanización del acero. No se ve afectado por el aire seco, pero en presencia de humedad se forma una capa de oxido que aísla el metal y lo protege de la corrosión. Presenta un estado de oxidación ⁺² en la mayoría de los

compuestos que forma en la naturaleza. Tiene una alta resistencia a la deformación plástica en frío que disminuye en caliente, lo que obliga a laminarlo por encima de los 100°C. No se puede endurecer por acritud y presenta el fenómeno de fluencia a temperatura ambiente.

2.2 Minerales de zinc

El zinc está presente en la naturaleza formando 58 tipos de rocas diferentes conocidas, puede formar minerales de los tipos: carbonatos (Auricalcita, Hidrocincita), fosfatos (Cincgartrellita, Ramarita, Austinita), óxidos (Cincita, Cincromita, Quetzalcoatlita), hidróxidos (Calcofanita, Mushistonita), sulfatos (Cincmetanterita, Legrandita), sulfuros (Esfalerita, galkhaíta), silicatos (Esperita, Estauroilita) y Haluros (Anarakita).

En el planeta varios de los más grandes depósitos de zinc son estrato ligados de Zn-Pb-Ag tipo SEDEX (Sedimentarios exhaltivos), la mayor parte de estos yacimientos están ubicados en Australia, Estados Unidos, India, China y Perú, como se puede observar en la figura 2.1.



Figura 2.1 Depósitos SEDEX en el mundo. Fuente: depósitos estratoligados (Jorge Acostale, 2013)

Los ambientes de formación del marco tectónico en los depósitos tipo SEDEX pueden ser de 3 tipos:

- Secuencias clásticas potentes (5 a 15 km) indicativas de “rifts” intracontinentales o márgenes continentales pasivos.
- Cuencas controladas por fallas en márgenes continentales o cuencas de “rift” intracráticas.
- Depresiones “hemigrabens” desarrollados durante la extensión a lo largo de márgenes continentales o dentro de la cuenca de trasarco.

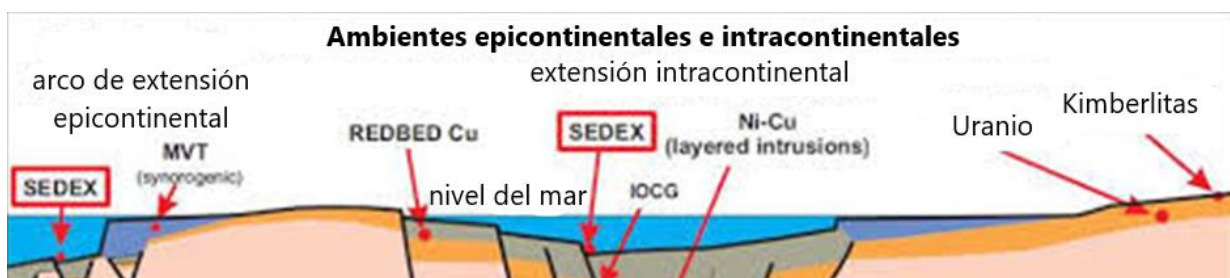


Figura 2.2 Ambiente Intracontinental. Fuente: depósitos estratoligados (Jorge Acostale, 2013)

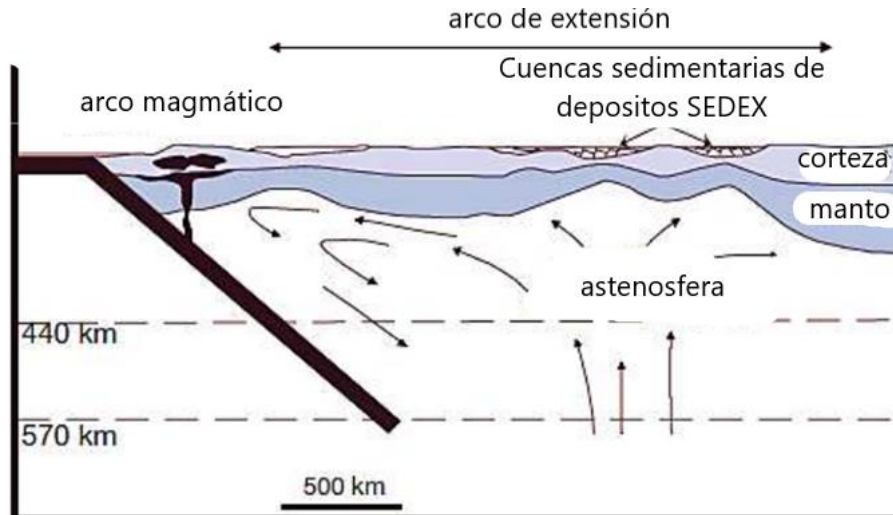
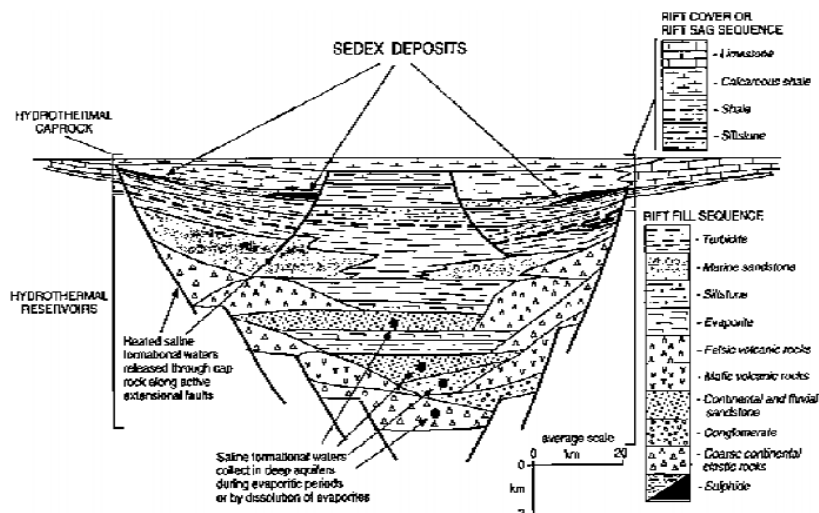


Figura 2.3 Ambiente continental de extensión. Fuente: depósitos estratoligados (Jorge Acostale, 2013)



Relleno de cuenca formado por material continental volcánico o marino.

Figura 2.4 Cuencas tipo rift continentales depósitos. Fuente: depósitos estratoligados (Jorge Acostale, 2013)

En Chile el zinc, se encuentran en yacimientos de sulfuros masivos que se presentan como cuerpos irregulares, bolsones y vetas, de origen volcánico, y que se distribuyen en dos grandes sectores del país. El primero, entre las Regiones de Arica y Parinacota, esencialmente relacionado con yacimientos de cobre, plata y oro, donde son importantes los yacimientos Las Cañas, en la Región de Atacama, La Galena en la Región de Coquimbo, Veta Grande en la Región de Valparaíso, y Delfina-Escondida en la Región Metropolitana. El segundo, entre las Regiones de Aysén y Magallanes, donde se ubican los más importantes yacimientos del país con mineralización de plomo, zinc, oro y plata, como en el sector del lago General Carrera, yacimientos Silva, Cerro Pelado, Escondida, San Sebastián, El Rosillo, La Poza, y el sector al norte del lago, como El Toqui, San Antonio, y Zúñiga. Los yacimientos en explotación pertenecen a empresas privadas, y la producción se concentra, especialmente, en el yacimiento El Toqui de la Región de Aysén (SERNAGEOMIN).

2.3 Metalurgia del zinc

La principal mena de zinc en el planeta es la esfalerita (ZnS), un sulfuro de zinc, que a pesar de no ser el de mayor contenido porcentual, es el más explotado en el mundo, llegando a ser un 90% del zinc explotado a escala mundial.

Otras menas de zinc explotadas son zincita (óxido), smithsonita (carbonato), calamina (óxido-silicato), franklinita (óxido).

Como las menas de zinc son principalmente óxidos y sulfuros, se pueden tratar por ambas vías metalúrgicas, piro e hidro (según se muestra en la figura 2.5). En estos, los minerales de origen sulfurado son principalmente tratados por vía pirometalurgia, mientras que los minerales óxidos son principalmente tratados por vía hidrometalúrgica.

Representación simplificada de ambas

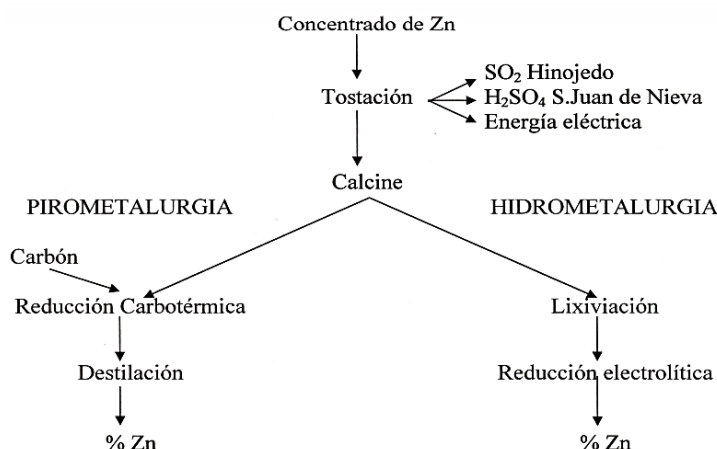


Figura 2.5 Diagrama simplificado de la formación de concentrados de zinc y sus tratamientos por ambas vías metalúrgicas. Fuente: Metalurgia y siderurgia, (Payno et al, 2012)

2.3.1 Flotación del zinc

Los procesos de flotación de zinc dependen de la composición de los metales de interés, ya que como se ha mencionado los depósitos de zinc normalmente son polimetálicos, esto implica que los metales se colecten de formas individuales. Por ejemplo, si existe la presencia de talco se tendrán dificultades en el proceso; si hay presencia de plata (lo cual es bastante común en ambientes de formación de zinc) se debe priorizar la recuperación de esta puesto que su precio es mucho más alto que el del zinc. A continuación, se presentan características de los procesos para la flotación de zinc con diferentes mineralogías.

a) Minerales plomo-zinc:

En esencia lo que se busca es flotar inicialmente los minerales sulfurados de plomo, tal como la galena; y posteriormente flotar el sulfuro de zinc (esfalerita). Aunque esta es la idea básica, existen complicaciones que pueden aparecer según la complejidad del depósito.



Por lo general en este tipo de depósitos, los minerales de plomo suelen contener cantidades interesantes de plata, por lo que el concentrado de plomo se beneficia de manera económica por el valor agregado que ofrece la presencia de la plata. Una etapa muy importante, antes de efectuar la separación selectiva plomo-zinc, es determinar el tamaño óptimo de molienda primaria, y los reactivos químicos necesarios para efectuar la separación. Los reactivos químicos que se suelen adicionar de manera inicial son los depresores de la esfalerita y la pirita, siendo los reactivos depresores más usuales el sulfato de zinc, cianuro de sodio, metabisulfito de sodio, etc. La acción de los depresores se ve favorecida a un pH óptimo, por lo cual debe seleccionarse el apropiado regulador de pH, los cuales son por lo general la cal (CaO) y el carbonato de sodio (Na_2CO_3).

Una vez que se ha producido la depresión de la esfalerita y de la pirita, se realiza la adición del colector o colectores requeridos para la concentración y en la última etapa, se realiza la adición del espumante. Se busca siempre tener un colector selectivo hacia los minerales de plomo. Una vez más, el programa de pruebas es importante para poder efectuar la selección del colector. Los más usados son los xantatos complementados con ditiofosfatos.

Una vez producida la flotación de desbaste de los minerales de plomo, se tendrá un relave de flotación de plomo con un único mineral valioso, la esfalerita. El concentrado de plomo-plata obtenido en la etapa de desbaste, se envía al circuito de limpieza para eliminación de impurezas. Por otra parte, para poder efectuar la flotación de la esfalerita, se requiere efectuar su activación, ya que inicialmente fue deprimida en la flotación de plomo. El activador más común es el sulfato de cobre, el cual tiende a crear una película de sulfuro de cobre en la superficie de la esfalerita. También para favorecer la flotación, se debe incrementar el pH de flotación, el cual usualmente se encuentra entre 10.5-11.0. La lechada de cal suele usarse para regular el pH en la flotación de zinc. La activación de la pirita requiere una etapa de acondicionamiento, el cual puede ser largo, dependiendo de la ley de zinc, y el nivel de depresión en la etapa de plomo.

Una vez producida la activación de la esfalerita, se adiciona el colector o colectores requeridos para efectuar la colección de las partículas de sulfuro de zinc. El concentrado de zinc obtenido en la etapa de desbaste se envía al circuito de limpieza para eliminación de



impurezas, y el relave de la etapa de desbaste es el relave final del proceso de flotación, por lo cual se envía al depósito de relaves.

b) Minerales cobre-zinc

Comúnmente asociados a rocas como calcopirita, esfalerita y sulfuros de hierro, por otra parte, sus gangas son típicamente varios silicatos, carbonatos y a menudo talco, este último presenta retos para el proceso de flotación.

El método para la separación y recuperación por flotación es bastante parecido al proceso de separación del sulfuro de Plomo-Zinc (Pb-Zn). La esfalerita es depresada con la adición de sulfato de zinc al molino y con sulfuro de sodio como una opción para mejorar la depresión de la pirita. El cobre flota en la primera etapa de flotación diferencial con cal a un pH de 10-11. Colectores de xantato, ditiofosfato y tiocarbamato los cuales son empleados en flotación.

Los relaves de la flotación de cobre son la alimentación al circuito de flotación de la esfalerita donde los minerales de zinc son separados por flotación como se explica en la sección de flotación de minerales plomo-zinc (Pb-Zn). La esfalerita es primero activada con CuSO_4 y típicamente flotados a un pH elevado para la depresión del sulfuro de hierro.

Se usa ditiofosfato y/o tiocarbamato en combinación con xantato en la flotación de la esfalerita, pero a menudo la selección del colector tiende a considerar colectores débiles. Se utiliza una estrategia similar de espumado, aunque como siempre, las condiciones del circuito y el mineral impactan la selección específica del reactivo.

Si los niveles de talco son lo suficientemente altos impactan negativamente la metalurgia, es por esto que depresores de talco pueden usarse en los circuitos de flotación de cobre y de zinc. Estos depresores incluyen celulosa carboximetil, dextrina, etc.

c) Minerales cobre-plomo-zinc

El proceso de separación de cobre-plomo-zinc (Cu-Pb-Zn) está entre las separaciones por flotación más retadoras, sobre todo porque la primera etapa implica flotación a granel de los dos minerales más fácilmente flotables, con estos dos minerales separados en una etapa de flotación diferencial. En este caso, como regla general porque tanto el cobre como el plomo tienden a flotar bien, éstos son generalmente el objetivo de los minerales de flotación a granel.



Por lo tanto, la práctica estándar de flotación de Cobre-Plomo-Zinc (Cu-Pb-Zn) involucra una flotación inicial de un concentrado de Cobre-Plomo (Cu-Pb) a granel seguido de dos etapas en circuito paralelo de separación de Cobre-Plomo y una flotación de zinc separada de los deshechos de flotación a granel.

Como se describe en la sección de proceso de minerales de Plomo-Zinc, se agrega al molino sulfato de zinc, metabisulfuro y depresores de pirita, respectivamente. Entonces un concentrado a granel de cobre-plomo (Cu-Pb) es recuperado con xantato, ditiofosfato y mezclas de reactivos de flotación. En la selección del colector en la etapa de flotación a granel se debe tener en cuenta el impacto en las siguientes etapas de separación de cobre-plomo (Cu-Pb) donde un colector más fuerte puede no ser bien tolerado. En general el mineral de plomo, típicamente galena, flota fácilmente y una selección óptima del colector para cobre va a proporcionar buena recuperación de plomo. En algunos casos, maximizar la recuperación de cobre a granel puede requerir el uso de colectores de tiocarbamato y tionocarbamato en conjunto con químicas en flotación a granel de diofosfato y xantato. El zinc que fluye hacia los relaves de flotación a granel alimenta el circuito de zinc que es operado como se describe en la sección de flotación de plomo-zinc.

Qué esquema de flotación se utilice en la separación diferencial de cobre-plomo concentrado a granel generalmente y a menudo depende de qué mineral tiene la mayor masa en el concentrado a granel. El mineral que constituya la menor masa en el concentrado a granel se recuperará flotandolo del otro mineral el cual es deprimido por razones selectivas de flotación. Otros factores relacionados a las características específicas de proceso del mineral de cobre y plomo deben considerarse al decidir cuál mineral de cobre o plomo flotará uno del otro, por ejemplo, la cinética de la flotación relativa del mineral. El siguiente paso de la separación de cobre-plomo (Cu-Pb) por flotación se lleva a cabo generalmente sin tener en cuenta el pH alcalino

En la mayoría de los casos se usa cal como un depresor de pirita, pero algunas operaciones prefieren ceniza de sosa porque la cal tiende a deprimir metales preciosos. Como se especifica en la descripción del proceso de plomo-zinc, en algunos casos la depresión de sulfuro de hierro enriquecido puede mejorarse por oxigenación antes del paso de flotación diferencial de cobre-plomo (Cu-Pb).



Más a menudo los minerales de cobre se flotan después de la depresión de la galena. La galena se deprime usando dicromato de sodio, sulfito de sodio, etc. La tasa de adición de estos depresores puede ser crítica si cualquier carga de recirculación se regresa al circuito de granulado grueso a granel. Este paso de flotación se lleva a cabo en un pH alcalino. En el caso en que la galena es flotada y los minerales de cobre son deprimidos, se puede alcanzar la depresión de cobre mediante el uso de sulfuro de sodio, hidrosulfito, cal, cianuro, zinc-cianuro y/o complejos de ferrocianuro.

d) Minerales cobre-plata-zinc

El mineral sulfurado de plomo y zinc conteniendo plata son sometidos a pruebas de laboratorio para determinar el diagrama de flujo más adecuado para la producción de los concentrados de plomo y zinc para comercializarlos en las fundiciones. Hay que recobrar tanta plata como sea posible en el concentrado de plomo ya que se tiene un pago superior que en el concentrado de zinc. El mineral suele contener esfalerita, una porción de la cual es flotable en el circuito de zinc, pero difícil para deprimir en el circuito de plomo.

El proceso consta de flotación selectiva para producir un concentrado plomo-plata y un concentrado de zinc. La sobre molienda de minerales de plata es perjudicial para la recuperación por flotación, así una unidad de flotación puede ser usada en el circuito para recuperar parte de la plata de manera inicial y valores plomo tan pronto como estén liberados. Los diagramas de flujo típicos están diseñados para un rango de 300 a 500 t/d.

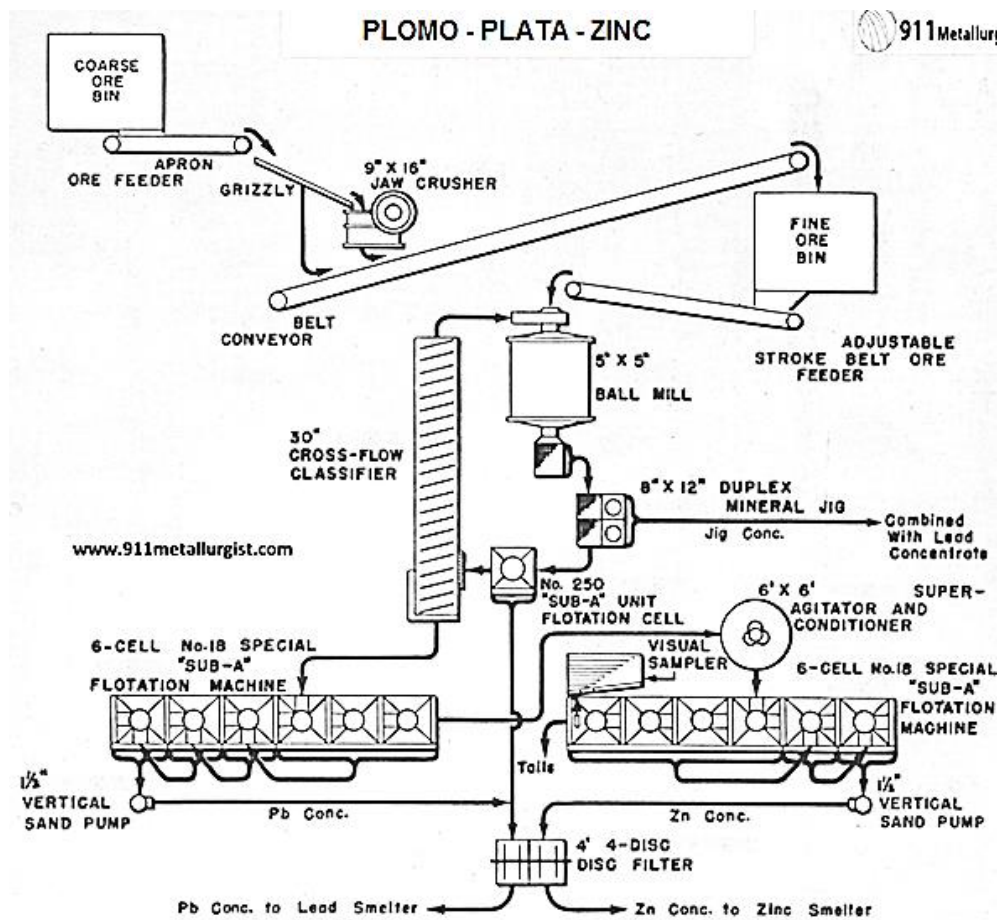
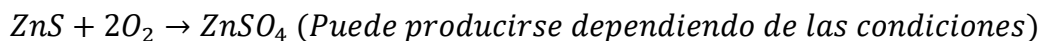
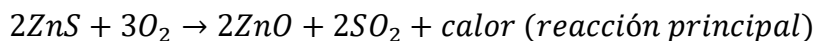


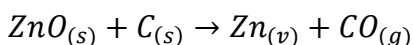
Figura 2.6 Diagrama de flujo general para flotación de minerales Ag-Pb-Zn. Fuente: 911 metallurgist

2.3.2 Pirometalurgia del zinc

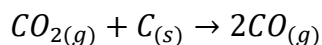
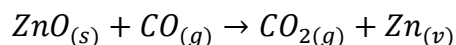
En el proceso de pirometalurgia del zinc el primer proceso es la tostación del concentrado donde se busca obtener la máxima cantidad de óxido de zinc y reducir el contenido de azufre hasta valores menores al 1%. El óxido de zinc se reduce añadiendo carbón en un horno rotatorio con lo que se forma zinc metálico. Mientras más completa sea la tostación oxidante mejor será el resultado, ya que los residuos de sulfuro presentes en el zinc que quede en la calcina no pueden ser reducido por el carbono y se perderá como residuo. En el horno se produce(n) la(s) siguiente(s) reacción(es):



Posterior al proceso de tostación se produce la reducción (destilación) del óxido de zinc, esto se hace mediante el uso de carbón para producir zinc metálico. Esto se puede realizar con uno de los siguientes 3 métodos continuos, retortas verticales, sistemas electroquímicos St. Joseph o alto horno de zinc imperial *smelting* o a través del método de retortas horizontales el cual es discontinuo. Dentro del proceso se produce la reacción principal (endotérmica).



Además de dos reacciones secundarias (o intermedias):



Una vez terminado el proceso de reducción es necesario refinar el zinc obtenido de las retortas el cual tiene entre 96%-98,5% de zinc. Las impurezas principales son normalmente, Pb, Cd, Cu, As, S y Sb las cuales son tratadas por los métodos de licuación (ver figura 2.7) y redestilación. Una vez refinado el zinc está listo para su distribución y venta.

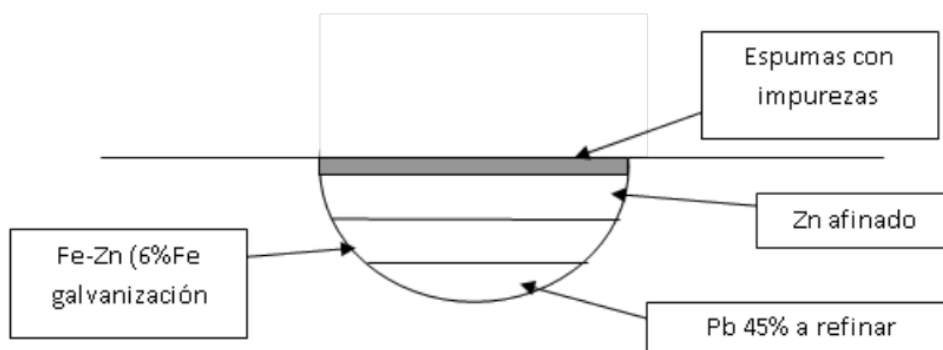


Figura 2.7 Representación del proceso de licuación para refinación de zinc. Fuente: Metalurgia y siderurgia, (Payno et al, 2012).

2.3.3 Hidrometalurgia del zinc

La hidrometalurgia del zinc (ver figura 2.8) es aplicada principalmente a concentrados con un origen mineral de tipo óxido. En este proceso, al igual que en pirometalurgia, se debe comenzar con una etapa de tostación, este proceso tiene como objetivos producir la mayor cantidad de óxido de zinc libre, minimizar la producción de ferritas y producir una cierta cantidad de sulfato de zinc para compensar la partida de sulfato en el circuito de lixiviación.

La tostación debe aplicarse hasta que el azufre como sulfuro sea bajo, la cantidad de zinc soluble sea la máxima posible y la formación de ferrita sea tan baja como sea posible.

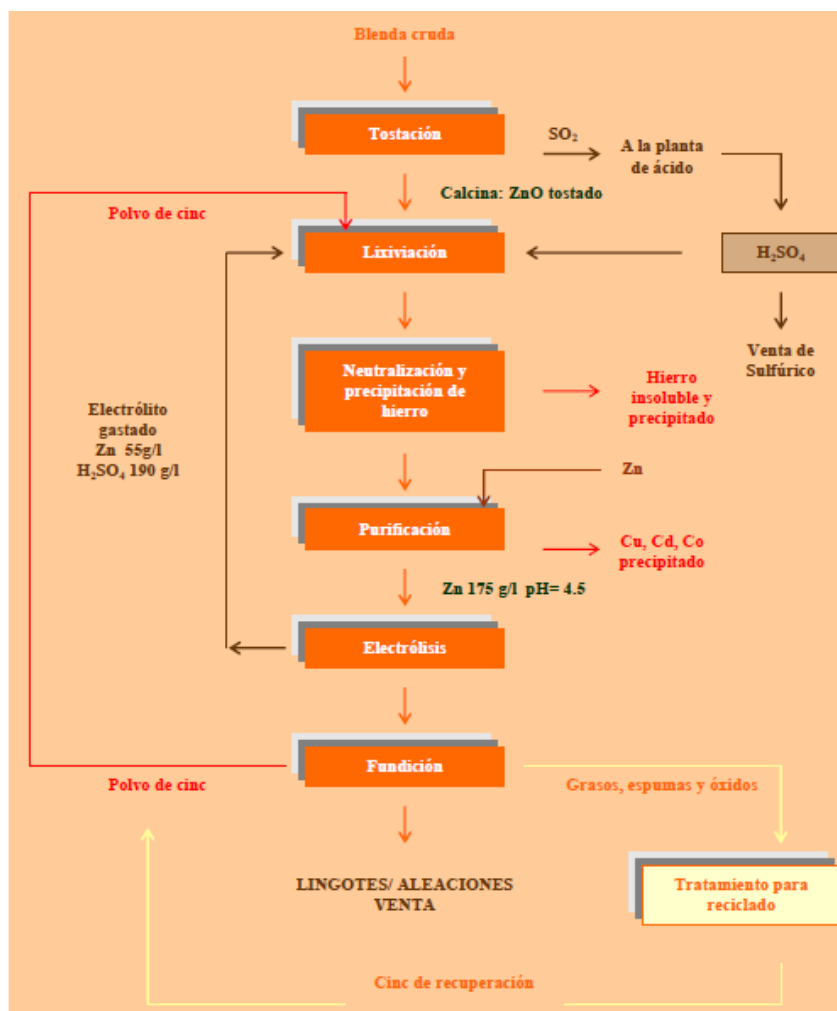


Figura 2.8 Diagrama de flujo general para la recuperación de zinc vía hidrometalurgia, Fuente: el cinc y su metalurgia, 2004.

Seguido al proceso de tostación, viene una etapa de lixiviación en esta se busca disolver la mayor cantidad de zinc de la calcina, eliminar impurezas producto de la lixiviación de la calcina y recuperar tanto el zinc como otros metales valiosos de interés (normalmente plomo y plata). Este proceso de lixiviación normalmente consta de un proceso de lixiviación neutra (Ver figura 2.9), luego pasa a una etapa de lixiviación ácida (ver figura 2.10), avanza a un proceso de precipitación de hierro y finalmente a una etapa de purificación.

RECUPERACIÓN DE CÁTODOS DE ZINC A PARTIR DE POLVOS DE FUNDICIÓN

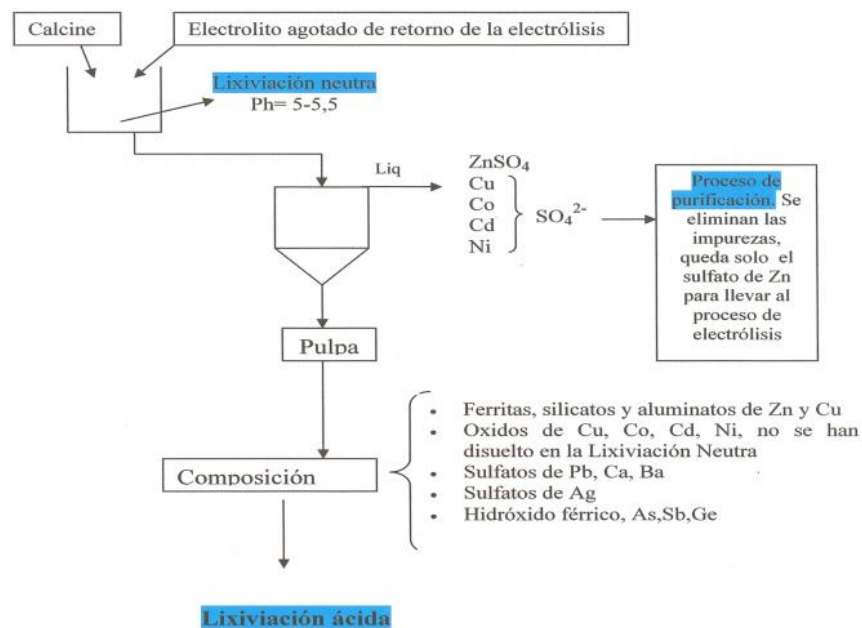


Figura 2.9 Diagrama del proceso de lixiviación Neutra, Fuente: Metalurgia y siderurgia, M. L. Payno; J. Setién, Universidad de Cantabria. (Payno et al, 2012).

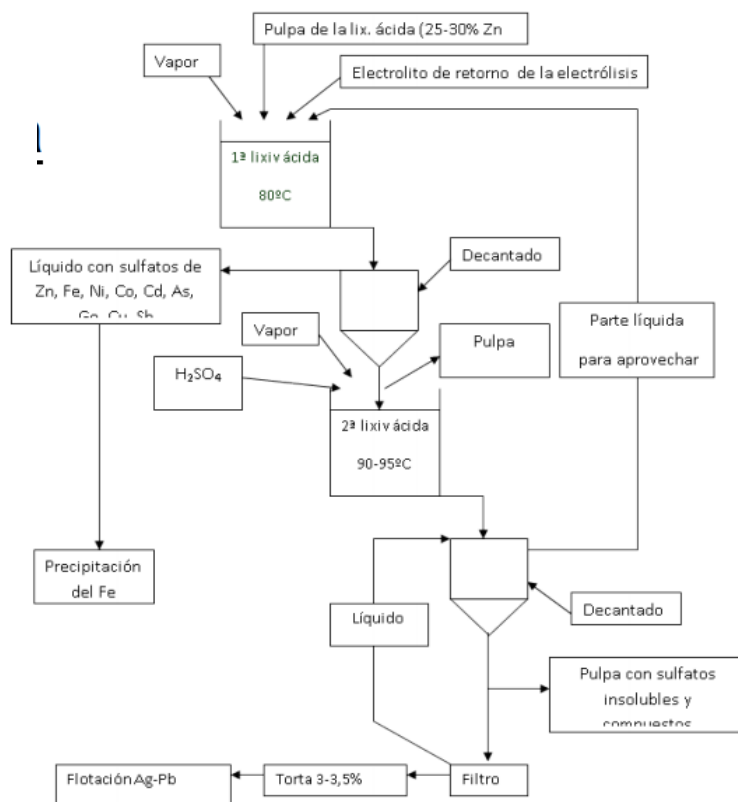


Figura 2.10 Diagrama del proceso de lixiviación ácida. Fuente: Metalurgia y siderurgia, Universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).

Posterior a los procesos de lixiviación neutra y ácida, se lleva a cabo un proceso de precipitación de hierro, esto es debido a que como se mencionó anteriormente este plantea un problema a la hora de recuperar el zinc y otros metales valiosos. Los dos métodos más comúnmente utilizados son el de la Jarosita amónica (Ver figura 2.11) y el de la Goetita (Ver figura 2.12).

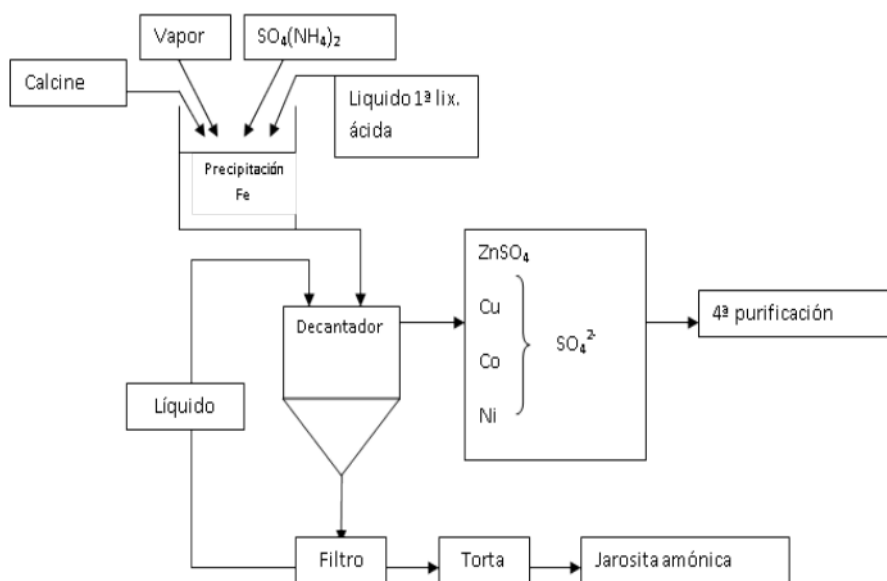


Figura 2.11 Diagrama del proceso de precipitación de ferrita en forma de Jarosita. Fuente: Metalurgia y siderurgia, universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).

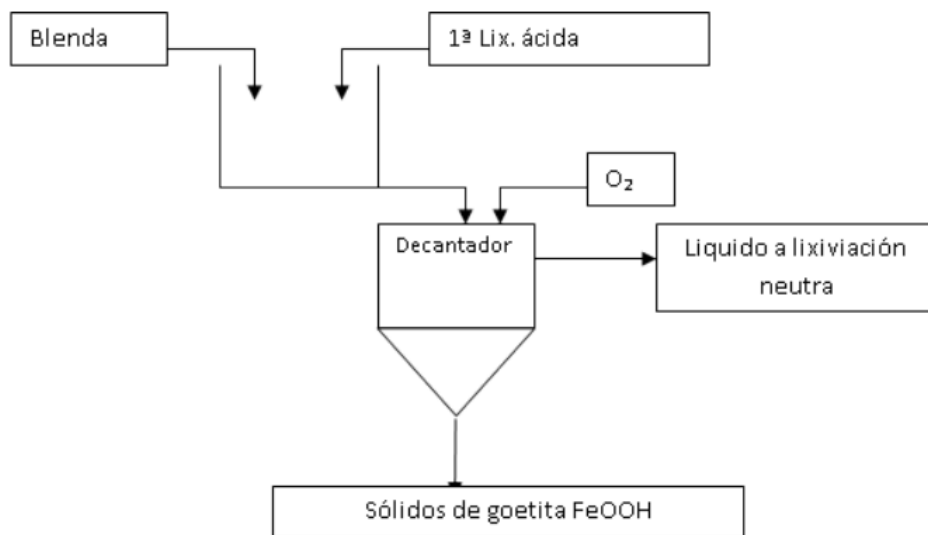


Figura 2.12 Diagrama del proceso de precipitación de ferrita en forma de goetita. Fuente: Metalurgia y siderurgia, universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).

Posterior a la etapa de precipitación de ferrita se procede a eliminar la presencia de metales contaminantes como el Sb, Cd, As. Este proceso es conocido como purificación (ver figura 2.13).

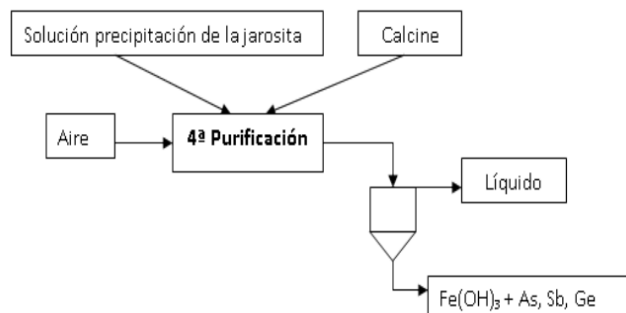


Figura 2.13 Diagrama del proceso de purificación de impurezas, Metalurgia y siderurgia, M. L. Payno; J. Setién, universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).

Este proceso puede resumirse en un circuito cerrado (ver figura 2.14) el cual produce una solución lixiviada de sulfato de zinc, libre de impurezas.

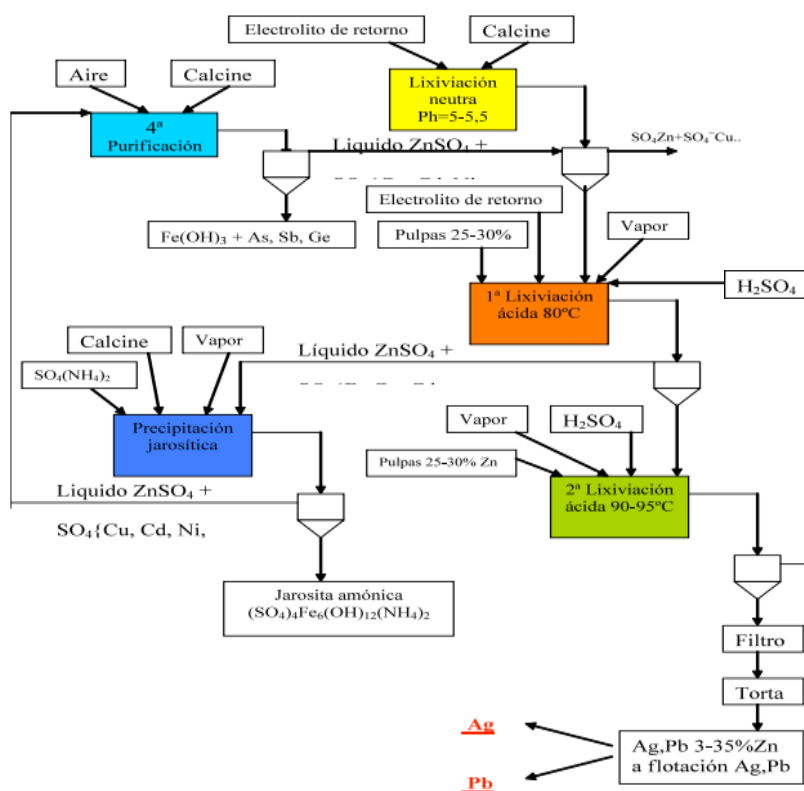
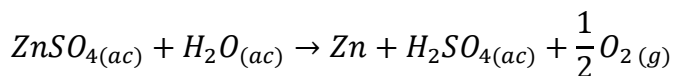


Figura 2.14 Diagrama del circuito cerrado necesario para producir un electrolito de zinc altamente puro.
Fuente: Metalurgia y siderurgia, universidad de Cantabria (Payno et al, 2012).



La solución lixiviada de alta pureza producida en el circuito cerrado es posteriormente llevada a tanques de almacenamiento, desde donde pasa a celdas electrolíticas que permiten la recuperación del zinc en forma de cátodos de alta pureza gracias a la electrolisis generada en estas celdas. La reacción de electrolisis en la solución acuosa se puede resumir en la reacción:



Cabe destacar que en la mayoría de los casos:

- El electrolito está formado por una concentración de zinc en forma de sulfato que normalmente está en el rango de 100-160 g/l.
- Concentración en forma de ácido de 115 g/l.
- Los ánodos empleados son de una aleación de Pb-Ag.
- El potencial utilizado varía entre los 3,25 y 3,5[V/ENH], el cual depende de la temperatura, la densidad de corriente, la acidez, entre otras variables.
- La densidad de corriente está entre los 220-330 [A/m²] dependiendo del periodo de reposo, la temperatura del electrolito, las impurezas y la relación entre el Zn y el H₂SO₄.

2.4 MERCADO DEL ZINC

El mercado del zinc se rige por la producción mundial y la demanda de este metal. Estos dos factores establecen un precio que a lo largo de la historia ha sido bastante estable con algunas fuertes alzas o bajas que se dan de forma singular una vez cada década.

2.4.1 Recursos y reservas de zinc

Los recursos y reservas de zinc provienen principalmente del mineral esfalerita (ZnS) que comúnmente se encuentra junto al mineral galena (PbS), esto pues ambos minerales están asociados a yacimientos tipo SEDEX. El USGS (*United States geological service*) estima los recursos mundiales de zinc en 1.900 [Mt], aunque aclara que podrían ser más si es que se incluyeran los recursos potenciales de zinc. Por otra parte, el USGS también estima que las



reservas mundiales de zinc para el 2017 son un poco más de 230 [Mt], donde Australia cuenta con cerca del 33% de estas reservas, seguido por China, Perú, México y Kazajistán.

Tabla 2.1 Recursos y reservas mundiales de zinc en Mt 2008-2017, Fuente: USGS

	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017TCAC
Reservas										
Australia	100	21	53	56	70	64	62	63	63	64
China	92	33	42	43	43	43	43	38	40	41
Perú	23	19	23	19	18	24	29	25	25	28
México	25	14	15	17	16	18	16	15	17	20
Kazajistán	35	17	16	12	10	10	10	4	11	13
India		10	11	12	12	11	11	10	10	11
EEUU	90	14	12	12	11	10	10	11	11	10
Canadá	30	8	6	4	8	7	6	6	6	5
Bolivia			6	5	6	5	5	5	4	5
Suecia									3	4
Irlanda		2	2	2	1	1	1	1	1	
Resto del mundo	87	62	62	68	55	57	42	26	32	33
Total mundial	482	200	248	250	250	251	235	204	223	234
% cambio anual		-58,5%	24,0%	0,8%	0,0%	0,2%	-6,4%	-13,0%	9,3%	4,9%
Recursos	1.900	1.900	1.900	1.900	1.900	1.900	1.900	1.900	1.900	1.900
% cambio anual		0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%	0,0%

Cabe destacar que la exploración de recursos de zinc va de la mano con la exploración de recursos de plomo, ya que las minas explotan ambos *commodities*. Además, se debe mencionar que alrededor del 80% de las minas de zinc son subterráneas, 8% de cielo abierto y 12% de una combinación de ambos.

2.4.2 Operaciones de zinc

Muchas grandes operaciones de zinc a nivel mundial son polimetálicas. Por lo tanto, podría ser difícil entregar estimaciones de CAPEX para un proyecto *greenfield* (nuevo) dedicado solo al zinc. A continuación, se muestran ejemplos relevantes.

El CAPEX típico es menor que en el caso de proyectos grandes de cobre o hierro. Para poner las cifras en contexto, Gamsberg y Dugald River se encuentran entre las 10 mayores operaciones de zinc en el mundo. Se estima que para que una mina sea capaz de alcanzar



USD\$ 100 millones en ventas (considerando solamente zinc a precios de 2017) se requiere un CAPEX de aproximado \$85 millones USD.

Tabla 2.2 Costos capital de proyectos de zinc 2017, Fuente: CRU

Materia Prima	Proyecto	Propietario	País	Tipo	Cap. Producción (miles de tpa Zn)	CAPEX (MUS\$)	Intensidad de CAPEX (US\$/tpa Zn)
Solo zinc	Gamsberg	Vedanta	Sudáfrica	Tajo abierto	250	400	1.600
	Dugald River	MMG	Australia	Subterránea	170	570	3.353
Plomo-zinc	Castellanos	Trafigura	Cuba	Tajo abierto	45	280	6.222
	Citronen	IronBark	Greenland	Subterránea	150	515	3.433

2.4.3 Producción mundial de zinc

La producción mundial (Ver figura 2.15) de zinc está a cargo principalmente de China. Pero las principales compañías productoras (Ver figura 2.16) son Glencore, Teck, Vedanta, Nexa Resources y Boliden quienes en conjunto representan aproximadamente el 30% de la producción total de zinc. Ninguna de estas empresas opera en China, además en China la producción está extremadamente dispersa en empresas en el país, y el mercado no está tan concentrado como en el resto del mundo.

Producción total: 12 Mt

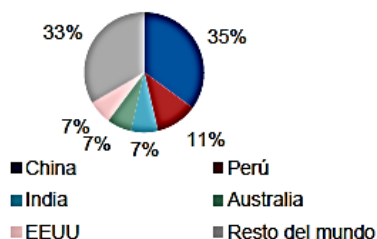


Figura 2.15 Principales países productores de zinc, Fuente: CRU

Producción total: 12 Mt

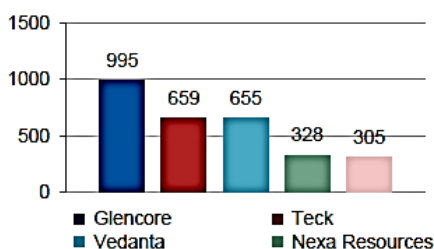


Figura 2.16 Principales empresas productoras de zinc, Fuente: CRU

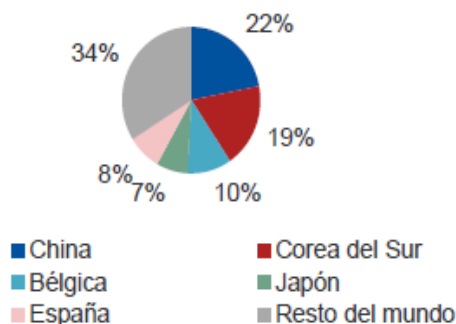
Tabla 2.3 Producción anual mundial de zinc en kt, periodo 2008 2017. Fuente: CRU

	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017
China	2.885	3.020	3.245	3.550	3.685	4.065	4.385	4.100	4.075	4.168
Perú	1.530	1.425	1.395	1.185	1.195	1.255	1.213	1.290	1.200	1.338
India	615	687	718	749	728	833	706	830	639	860
Australia	1.500	1.278	1.470	1.500	1.508	1.493	1.530	1.618	900	793
EEUU	773	720	725	770	740	775	820	820	785	764
Resto del mundo	4.183	4.227	4.232	4.223	4.131	3.900	3.929	3.809	3.859	3.962
Total mundial	11.485	11.356	11.785	11.977	11.986	12.320	12.582	12.466	11.458	11.885
% cambio anual		-1,1%	3,8%	1,6%	0,1%	2,8%	2,1%	-0,9%	-8,1%	3,7%

2.4.4 Comercialización de zinc

La comercialización del zinc es principalmente en concentrados y refinados zinc. Para el caso de los concentrados de zinc la exportación mundial alcanza los 9 [Mt] donde el principal país exportador es Perú con un 24% del total mundial, seguido por Australia, México, Bélgica y USA. Por otra parte, las importaciones alcanzan los 11 [Mt] en el mundo, donde los principales países importadores son China, Corea del Sur, Bélgica, Japón y España.

Total importaciones: 11 Mt



Total exportaciones: 9 Mt

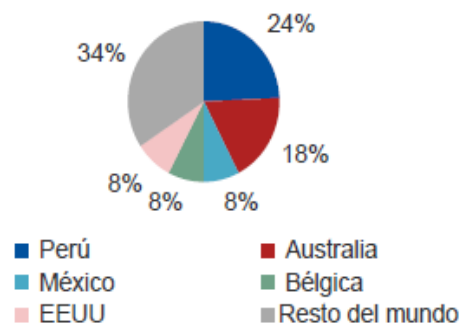


Figura 2.17 Principales países importadores y exportadores de concentrado de zinc. Fuente: IHS markit, UN comtrade, CRU.

Para el caso de refinados de zinc se tiene un mercado que alcanza los 4,3 [Mt], donde los principales países exportadores son Canadá, Holanda, Corea del Sur, Australia y España. Mientras que los países importadores son China, Alemania Holanda, USA y Bélgica.

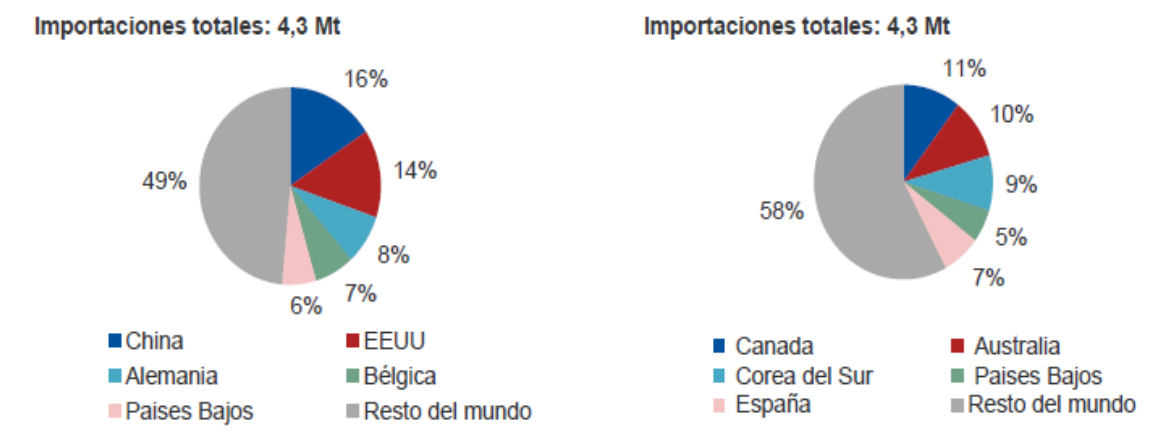


Figura 2.18 Principales países importadores y exportadores de zinc refinado Fuente: IHS markit, UN comtrade, CRU.

A lo largo de su historia, la industria del zinc se ha caracterizado por periodos extensos de precios estables, seguidos de alzas de corto plazo que ocurren aproximadamente una vez por década (ver figura 2.19).

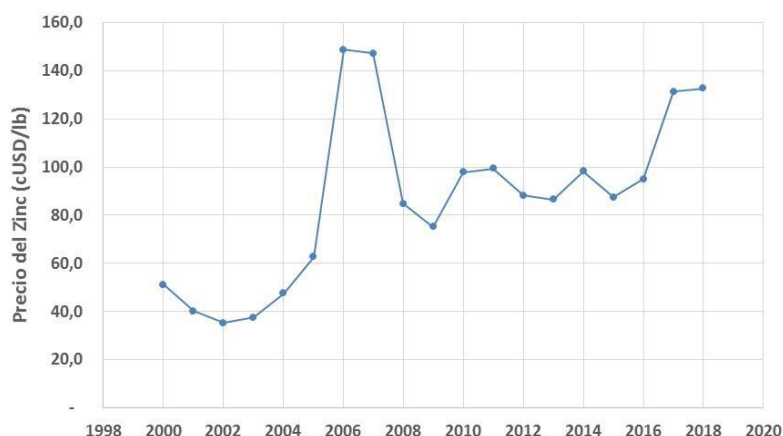


Figura 2.19 Precio del zinc en US\$/lb por año. Fuente: Foster

Al igual que en el mercado de otras materias primas, los problemas en los mercados en 2008 y 2009 causó caídas en el consumo, en especial en países en desarrollo, lo que resultó en altos excedentes en 2009. Después de la volatilidad importante de estos dos años, el consumo se empezó a recuperar, aumentando los precios en el proceso. Durante 2010-2016, los precios del zinc variaron entre los \$1.900-2.500 USD/t. En 2017, los precios globales del zinc aumentaron fuertemente hasta los \$ 2.896 USD/t. 2017 se caracterizó por un déficit récord del metal, el agotamiento de los stocks de concentrado, caída en la tasa de cambio spot y una

carrera sostenida en el precio del zinc. El estrecho mercado de los concentrados y la disminución constante del stock aseguró que las empresas mineras estuvieran en posiciones más firmes para negociar la línea base para 2017.

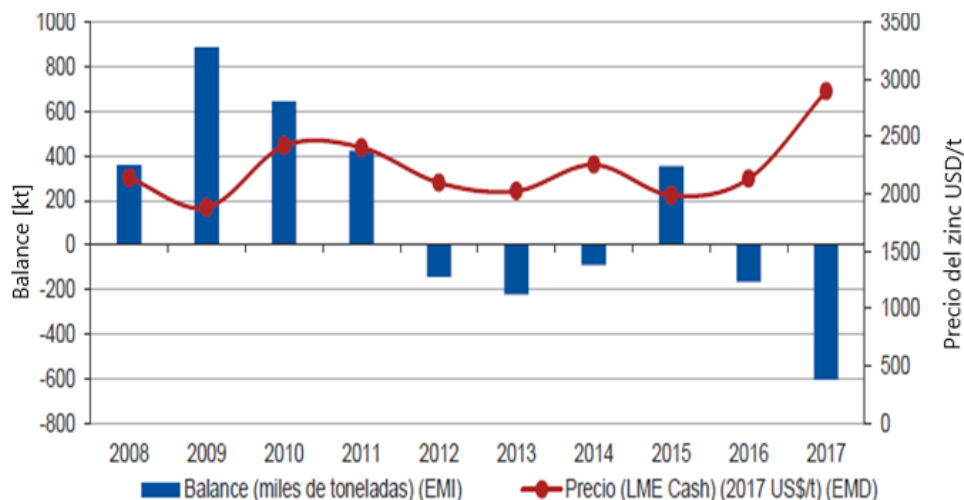


Figura 2.20 Balance del mercado (Oferta vs Demanda) y precio del zinc por año (periodo 2008-2017) Fuente: CRU.

2.4.5 Proyección de la oferta y demanda del zinc

Según CRU la producción mundial de zinc se estima al alza para los próximos 4 años hasta llegar a un máximo de 14,6 [Mt], para luego desacelerarse y estabilizarse en unos 12,2 [Mt], esta futura disminución se estima pues han de agotarse varios yacimientos en China, Perú y USA, además de constantes disminuciones en la producción en grandes faenas mineras.

China representa la participación más grande, con un 35% de la oferta de mina global. CRU espera que la producción alcance un máximo en 2022 de 5 Mt, un alza de las 4,3 Mt en 2018, a medida que aparezcan nuevas minas y expansiones, incluyendo el proyecto en desarrollo más grande, la mina de zinc de 200 kt/a de Huoshaoyun, en la provincia de Xinjiang; Guojiagou, de Gansu Jinhui (± 30 kt/a); Niukutou de Hongxin (± 20 kt/a); Erdaohe de Guosen Mining (± 20 kt/a); y Wuqia Jinwang de Zijin, entre otras. Sin embargo, existen una serie de temas actuales y emergentes que impulsan la perspectiva del sector minero del zinc en China. El gobierno de China está actualmente tratando de consolidar el sector de la minería en China en general, resultando en menos productores y que cada productor esté más integrado entre la mina y la fundición.

Fuera de China, CRU estima un aumento significativo hasta 2022, impulsado principalmente por el aumento de oferta de Australia, India y los EEUU. La producción minera a nivel global y fuera de China aumentará a una tasa crecimiento anual de 4,1%, desde 8,2 Mt en 2018 a un máximo de 9,6 Mt en 2022. La producción en Australia se recuperará con fuerza desde los bajos niveles observados en 2017, debido a aumentos en las minas Century Tailings, Dugald River y el reinicio de Lady Loretta. CRU cree que Glencore ha empezado a aumentar la producción en McArthur River por medio del aumento de las leyes, nuevos proyectos mineros y re-desarrollos de minas que están empezando a dar frutos. Mount Garnet, Mungana y Thalanga siguen aumentando para 2018. En India, la producción minera aumentará principalmente debido a las expansiones anunciadas de las operaciones de Hindustan Zinc.

Como resultado, CRU asume que la oferta de minas a futuro deberá aumentar para cumplir con la demanda a futuro. Como resultado, estima que todos los proyectos probables y posibles deberán ser desarrollados para cumplir con esta demanda. Este fuerte requerimiento de desarrollo de proyectos a largo plazo debería apoyar los precios del zinc.

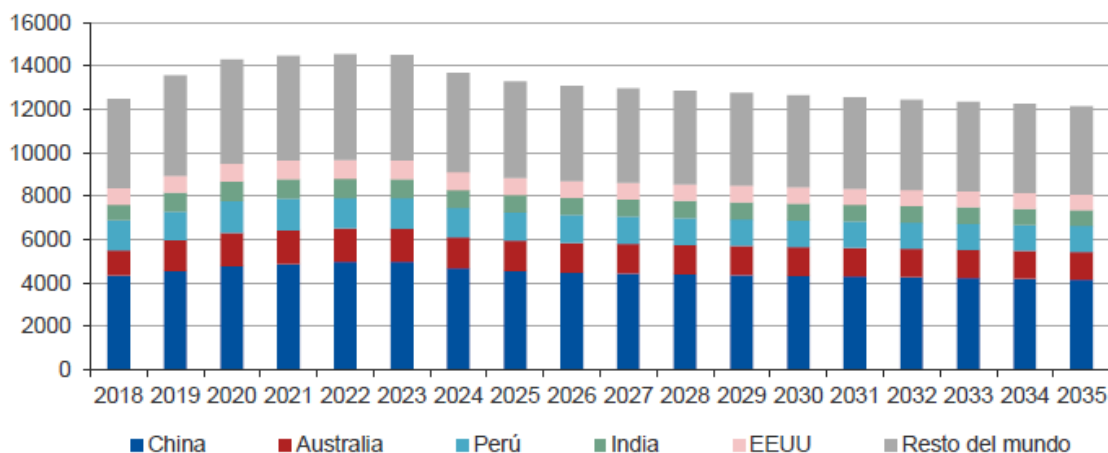


Figura 2.21 Proyección de producción de zinc en kt por país hasta el 2035. Fuente: CRU.

Siguiendo la metodología de CRU, el balance de mercado se calcula de manera detallada para el mediano plazo, cruzando oferta y demanda proyectadas. En el largo plazo, sin embargo, la oferta tiene la posibilidad de ajustarse a la demanda. Por lo tanto, la diferencia entre oferta y demanda en el largo plazo no representa un déficit o superávit real, sino que el espacio que debe ser llenado por los productores para satisfacer la demanda global o la



producción que debe dejar el mercado para que éste se estabilice. Esta visión está alineada con la teoría tradicional de economía de minerales, la cual reconoce que, en el largo plazo, si la demanda es mayor a la oferta, el precio debería subir lo suficiente como para lograr que el mercado se estabilice y viceversa. De esta forma, no se espera que la diferencia entre oferta y demanda en el largo plazo se materialice, sino que se espera que incentive cambios en el precio que aseguren un relativo balance.

Es de vital importancia comprender que la diferencia entre oferta y demanda en el largo plazo no corresponde a un balance de mercado tradicional al momento de analizar la información entregada por CRU, ya que los tonelajes observados en este “balance” pueden parecer excesivos y lejos del comportamiento normal de los mercados. Tal como ya se ha explicado, esta diferencia busca reflejar la tendencia que deben seguir los precios para lograr un mercado estable.

Se previa que el 2018 se mantendría un déficit importante de zinc a medida que el estrecho mercado de concentrado limita el uso de las fundiciones. El déficit que se ha apreciado hasta el momento para este año ha sido principalmente debido a que varias fundiciones están bajo su mantenimiento anual, ya sea motivos forzados u otros. Está claro que las empresas mineras siguen en una posición de fortaleza para negociar y que buscarán asegurar una reducción en los términos de medición antes que el mercado vuelva a favorecer a las fundiciones en 2019, cuando se espera que la disponibilidad de concentrado exceda la capacidad de fundición. Los inventarios de concentrado se empezarán a recuperar como resultado de esto.

El impacto general en el equilibrio global para los concentrados es de aumentar los excedentes desde 2019, lo que aumentará de forma importante en 2020 y 2021, hasta las 711 kt/a de concentrado, antes de volver caer drásticamente en 2022 a medida que el crecimiento de las minas globales disminuye, pero la capacidad de fundición sigue en aumento.

La mayor disponibilidad de concentrado debería resultar en un aumento del tipo de cambio spot que compense los precios más bajos del zinc, aumentando los ingresos y márgenes de las fundiciones más aún. A su vez, esto debería evitar cortes en las fundiciones e incentivar más inversiones.

Con el mercado moviéndose de forma modesta hacia los excedentes en 2019, CRU espera que los precios varíen, de US\$ 2.966 /t (real 2017) a US \$ 2.604 /t (real 2017). Un cuello de botella de las fundiciones limitará el nivel de excedentes del metal entre 2020-2022, cuando se estima que los excedentes acumulados sean de 770 kt, versus excedentes esperados de concentrado de más de 1,6 Mt para el mismo periodo.

Así como se espera un aumento importante en el concentrado para 2020 en conjunto con un aumento del tipo de cambio, la capacidad de fundición empezará a aumentar también, particularmente en China (pero también en India, con la expansión de Vedanta). Como resultado, la utilización de las fundiciones en China podría caer de forma modesta. Se anticipa que un crecimiento fuerte de la oferta en 2020 empuje el mercado del refinado a excedentes de 238.000 toneladas.

Para 2021 ya se contará con un stock importante de concentrado a nivel global, lo que apoyará un tipo de cambio más alto aún. La tasa de utilización de las fundiciones podría caer más en China a medida que se añada mayor capacidad. Aunque se estima que la demanda de crecimiento aumente ligeramente, se espera que la producción de las fundiciones siga creciendo más rápido que la demanda, resultando en excedentes globales de refinado de 1 kt en 2021. Para 2022 se espera que las tasas de utilización de las fundiciones alcancen niveles récord y que los excedentes de refinado aumenten a 335 kt. Por lo tanto, se espera que los precios tiendan a la baja, con un valor promedio de \$1.893 USD/t (real 2017) en 2022.

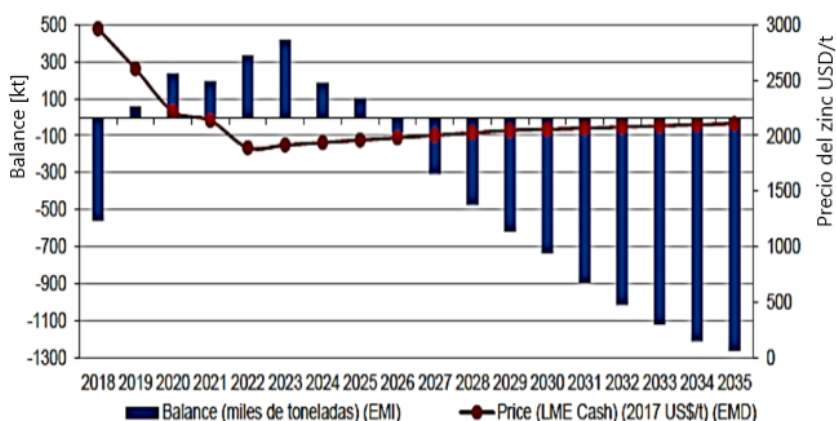


Figura 2.22 Proyección del balance del mercado (Oferta vs Demanda) y precio del zinc por año (periodo 2018-2035) Fuente: CRU



CAPÍTULO 3. ANÁLISIS CRÍTICO DEL ESTADO DEL ARTE

3.1 CARACTERIZACIÓN DE POLVOS DE FUNDICIÓN

Diversos autores han aportado al conocimiento de la naturaleza de los polvos al determinar sus características de formación. Se caracterizaron las acreciones formadas en los conductos de salida de los gases del horno de Vanyukov (Krivenko et al., 1989) encontrando que estaban formadas por tres capas. La primera, formada principalmente por condensación, desde la fase gas, en la que los componentes mayoritarios son sulfatos, óxidos y sulfuros de Cu, Ni y Fe; las otras dos capas formadas por el material arrastrado por los gases eran mayoritariamente compuestos de hierro. Los distintos autores han aportado lo siguiente:

1. Se analizó termodinámicamente la condensación de los polvos (Swinbourne et al. 2002) en la fusión a mata de Cu, y la formación de acreciones. Sus resultados muestran que la naturaleza química de los polvos varía mucho según la temperatura y la cantidad de O_2 presente en el enfriamiento.
2. Samuelsson *et al.* (1998), estudió termodinámicamente los mecanismos de formación de los polvos generados en la etapa de conversión, donde obtuvo un modelo termodinámico que permite predecir la generación química de los polvos según la temperatura y el flujo de aire. También establecieron que es posible condensar selectivamente compuestos de Pb, Zn y As a distintas temperaturas.
3. Se determinó que la composición de los polvos de la conversión varía con la distancia entre el punto de muestreo y el horno, y que la composición es mayoritariamente gotas solidificadas de material eyectado en la etapa de soplado del convertidor, fundentes sin reaccionar y partículas condensadas, las que contenían la mayoría del Pb, del Zn y de las impurezas volátiles, (Kyllo et al. 1996).

Por otra parte, algunos autores han orientado sus estudios hacia la determinación de las características físico-químicas de los polvos de distintas procedencias con diversas técnicas analíticas:

1. Se caracterizaron los polvos de tostación (etapa previa a la fusión en algunos procesos pirometalúrgicos), de fusión, de conversión y muestras de las calderas recuperadoras



de calor de los gases de salida (Samuelsson et al. 2001); las técnicas utilizadas fueron análisis químico, difracción de rayos X y análisis por microsonda electrónica. Sus resultados señalan que el polvo está compuesto de partículas pequeñas sólidas y/o líquidas transportadas que corresponden a la porción de arrastre mecánico (mata, escoria y SiO_2) y a la porción de formación química (compuestos de Pb, Zn, As y Bi) por condensaciones de compuestos vaporizados. La proporción de una a otra depende de la etapa del proceso, y el polvo químico tiene un tamaño menor al de la porción correspondiente al arrastre mecánico.

2. Se analizaron polvos del horno de fusión instantáneo (Markova et al. 2000) y de las calderas recuperadoras de calor de los gases de salida; usaron las técnicas de difracción de rayos X, análisis térmico diferencial y análisis termogravimétrico. Los polvos presentan un alto grado de sulfatación, que tiene lugar principalmente en las calderas. La presencia de Fe_2O_3 cataliza la oxidación del SO_2 a SO_3 y las fases predominantes son Fe_2O_3 , CuSO_4 y Cu_2S entre los sulfuros.
3. Algunas características de los polvos provenientes de hornos de fusión fueron estudiadas mediante técnicas de análisis químico por volumetría, espectroscopía fotoelectrónica de rayos X, difracción de rayos X y fluorescencia de rayos X (Eatough et al. 1979). Los componentes identificados en dichos polvos son sulfatos, sulfitos, azufre, arseniatos, fosfatos, fluoruros y cloruros. Se caracterizaron polvos de la fundición de cobre Kidd Creek (Lastra-Quintero et al. 1987) determinando contenidos mayoritarios de Zn, Pb, Cu, As, Sn y Cd y minoritarios de Bi, Co e In, mientras que las fases predominantes fueron PbSO_4 , ZnO , $\text{ZnO Fe}_2\text{O}_3$, ZnS , Cu_2O , $\text{CuO Fe}_2\text{O}_3$ y Cu_3As ; el polvo era 88% menor a $8\text{ }\mu\text{m}$.
4. Se evaluó la sulfatación de partículas oxidadas de polvos de fundición de un horno de fusión instantánea y de partículas sintéticas de Cu_2O , en un reactor de lecho fluidizado (Peuraniemi et al. 2001). El material resultante lo caracterizaron mediante análisis químico, microscopía óptica, microscopía electrónica de barrido y análisis por energía dispersiva de rayos X. Los resultados señalan que la sulfatación de las partículas sintéticas es menor que la sulfatación de las partículas de polvo y que la



presión de O_2 influye favorablemente en la sulfatación y expande el rango de temperatura.

Según lo informado, se puede establecer que los polvos de fundición de cobre, tanto de la fusión a mata como de la etapa de conversión, tienen un origen mixto: mecánico y químico. Las partículas con origen mecánico (arrastres de sólidos y líquidos) tienen un mayor tamaño que las de origen químico (condensados de material volatilizado) y sus componentes principales son los ferritos. El polvo de origen químico está formado por compuestos que se han volatilizado en la etapa de fusión y/o conversión; los elementos predominantes en estos compuestos son el Pb, Zn, As, Bi y Sb. Los polvos de fundición del cobre se caracterizan por una distribución log-normal para los tamaños de grano y unimodal y tamaños de granos muy finos (una media cercana a 22-28 μm). Las principales fases cristalinas detectadas mediante DRX son arsenolita (As_2O_3), anglesita ($PbSO_4$), esfalerita (ZnS) y gunningite ($ZnSO_4 \cdot H_2O$). La arsenolita ocurre principalmente como finos cristales discretos mostrando octaedros comunes Figura 3.1-a. Partículas muy finas de As, Zn y Cd y cristales de sulfuros/sulfatos de Zn-Cu-K de alrededor de 10 μm fueron encontradas en estos polvos (ver Figura 3.1), (Font et al, 2011). En general, el Zn y As se encuentran en concentraciones extremadamente altas en los polvos de fundición (20-21% y 15-21%, respectivamente). Otros elementos tales como Pb (6-10%), S (sobre 7%), Cu (3-5%), Cd (0,5-1,4%), Bi (0,2-2%) y Sb (0,2-0,4%) también aparecen con una alta concentración. El germanio alcanza concentraciones que varían entre 417 y 1.375 ppm. Los ensayos de lixiviación con agua revelan una alta extracción del Ge desde los polvos de fundición (73-99%). La ocurrencia más probable del Ge sería como GeO_2 hexagonal altamente soluble y/o GeS_2 . Así como el germanio, se lixivia una gran cantidad de otros elementos (impurezas) tales como As (48%), Zn (56%), S (81%), Li (87%), B (99%), Cd (53%), K (87%), Na (98%) y Cu (28%), (Grudinsky et al, 2019).

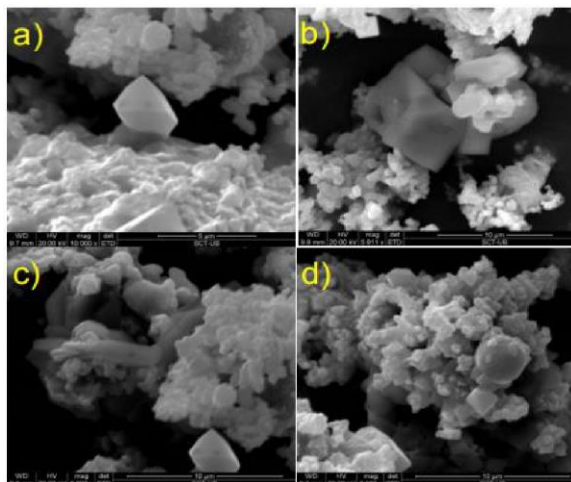


Figura 3.1 Microfotografía mostrando la morfología de las diferentes especies y partículas presentes en los polvos de fundición en Chile. a) cristales de arsenolita $5\mu\text{m}$ con una morfología octaedral común, b) cristales de sulfuros/sulfatos Zn-Cu-K (al centro) de alrededor de $10\mu\text{m}$ y partículas finas de As, Zn y Cd, c) Partículas de Zn-S (en el centro) y d) partículas aleatorias de Pb, As y Zn rodeadas por partículas de arsenolita discreta y finas partículas de esfalerita. Fuente: Copper smelting flue dust: a potential source of germanium (Font et al., 2011).

3.2 SEPARACIÓN Y CONCENTRACIÓN MEDIANTE TÉCNICAS FÍSICAS.

3.2.1 Separación magnética

En el marco del Proyecto Eureka (Chile-Alemania), se caracterizó la borra del proceso de recuperación de cobre de Ecometales, que tiene su génesis, primero, en los polvos generados de la fundición de concentrados de cobre, proceso que se realiza a alta temperatura (sobre $1.200\text{ }^{\circ}\text{C}$). Luego, los polvos de fundición son tratados en una lixiviación ácida enérgica, generándose en ésta las borras. Se infiere de lo anterior, los compuestos presentes en dicho residuo, debieran corresponder a compuestos sulfurados de los elementos básicos Pb, Cu, Zn y otros, y formando compuestos binarios polimetálicos, espineles y otros. Es decir, formando pseudo-compuestos. Este material de características vítreas, se caracteriza por la presencia de compuestos no estequiométricos y del tipo compuestos binarios, espineles, polimetálicos y otros de escasa información termodinámica. En este contexto, La borra es un material alterado técnicamente y genera compuestos sintéticos de difícil reconocimiento microscópico, ya que sufrió fuertes alteraciones que dificultan su caracterización mineralógica plena del germanio y los otros elementos. La separación magnética de los

compuestos formadores de la borra, conducta que podría reproducirse con los polvos de fundición de Chuquicamata que la generaron, señala que es posible una primera concentración del zinc en la fracción de hierro magnético.

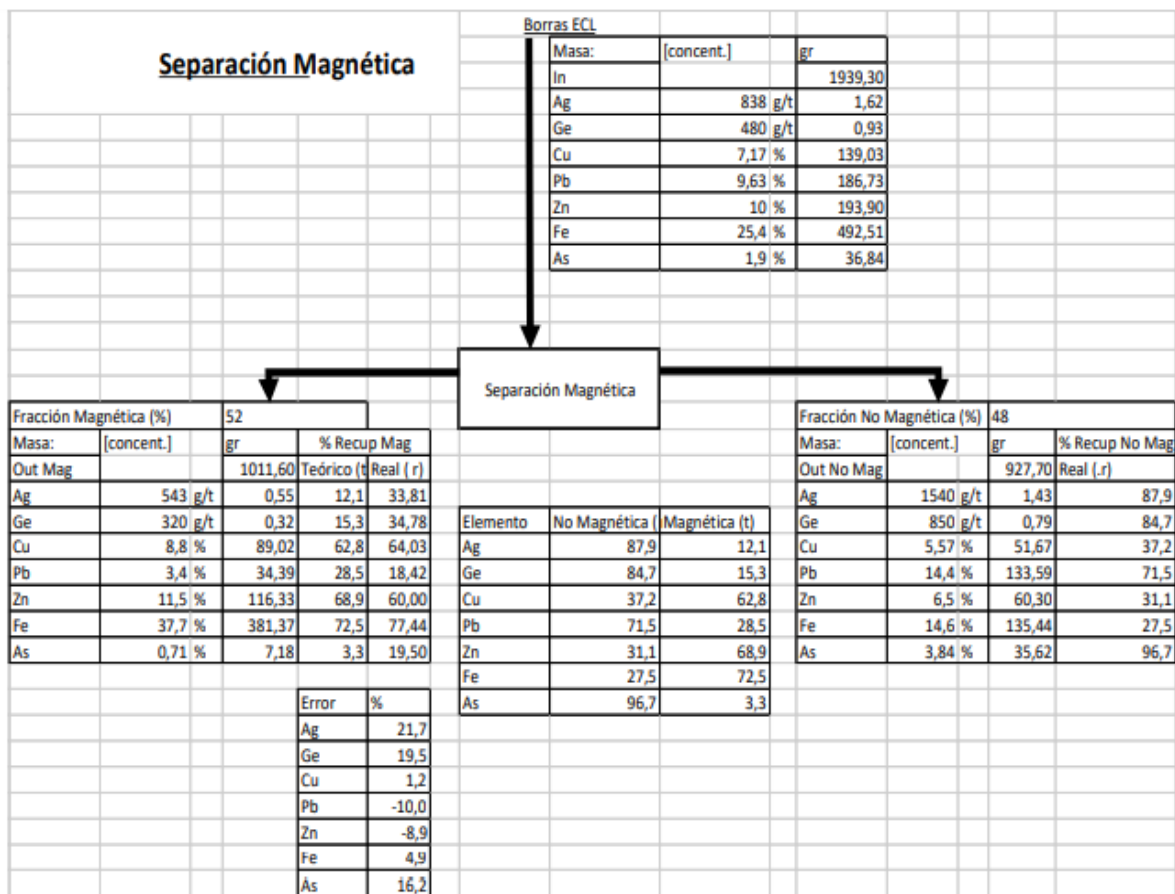


Figura 3.2 . Resultados Experimentales de la Separación Magnética

La separación magnética muestra que el 52% de las borras corresponde a material magnético y el 48 % a no magnético. En la Figura 3.2, se muestra que el 68% del zinc contenido en la borra (que corresponde a la fracción no lixiviada de los polvos de fundición en el proceso de Ecometales), se concentra en la fracción magnética. No se aprecia una separación importante de los elementos según los distintos flujos para esta separación magnética. Los experimentos de separación magnética aplicada a diferentes muestras y a fracciones más finas de estas, ponen de manifiesto la no separación de especies del tipo ferrito en la fracción magnética ni de los óxidos de arsénico en la fracción no magnética. Este tipo de procesos ha sido descartado para su aplicabilidad a los polvos de fundición de cobre. La separación magnética al ser aplicada en polvos de fundición de cobre separa elementos de valor de forma poco



efectiva, dejando en algunos casos elementos como el zinc con un 70% en la porción magnética y un 30% en la porción no magnética.

3.2.2 Hidrociclizado de los polvos

El hidrociclizado del material de una muestra de polvo de horno continuo da lugar a la obtención de muy buenos resultados de concentración: la fracción gruesa (de tamaño superior a 12 μm) reúne la mayor parte de las especies base sulfuro y una parte importante de los ferritos (el contenido de cobre es del 46% y el de arsénico de 0,06%), mientras que la práctica totalidad (99%) de las especies de arsénico (con una ley del 11% As) se encuentran en la fracción de tamaño inferior a 12 μm . En esta fracción el contenido de cobre es de sólo 17%.

El hidrociclizado del material de la muestra de polvo de un horno flash, confirma una importante concentración de arsénico en la fracción $< 23 \mu\text{m}$, con una ley del 11% de As, mientras que la fracción gruesa contiene un 4,5% de As. El 42% del arsénico se concentra en la fracción fina, mientras que aproximadamente el 80% de cobre y de hierro se encuentra en la fracción $> 23 \mu\text{m}$.

El hidrociclizado del material de la muestra proveniente del polvo de otro horno flash, confirma, asimismo una importante concentración de arsénico en la fracción inferior a 12 μm , con una ley del 25% de As, mientras que la fracción gruesa contiene un 15% de As. El 77% del arsénico se concentra en la fracción fina, al igual que los elementos cobre y hierro, aunque en una menor proporción ($\approx 65\%$).

3.3 PROCESOS DE TRATAMIENTO DE LOS POLVOS DE FUNDICIÓN

Los polvos de fundición de cobre presentan variados contenidos de elementos metálicos, siendo los más representativos el Cu, Zn, Fe y As. Dadas las características extremadamente tóxicas del As, se plantea el dilema de recuperar elementos valiosos (Cu y Zn, principalmente) y precipitar y confinar el As junto a otros metales pesados de una manera segura. También tienen fracciones menores de Ag y Au.

Los diagramas de procesos propuestos por diversos autores en su mayoría (por no decir en su totalidad) están diseñados para el tratamiento de algún tipo de polvos de fundición específico, en función de las características físicas y químicas del polvo en cuestión.



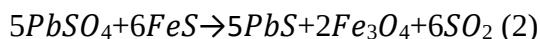
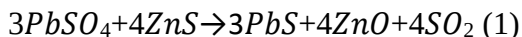
3.3.1 Procesos combinados piro-hidrometalúrgicos

La hidrometalurgia se emplea ampliamente para la recuperación del zinc, debido a sus beneficios económicos y ambientales, además de sus bajos costos. Hasta ahora, amplios esfuerzos de investigación se han conducido para optimizar los parámetros cinéticos de los métodos hidrometalúrgicos permitiendo maximizar la recuperación del zinc desde los polvos de fundición.

Los procesos que consideran sólo la tostación se orientan principalmente a eliminar el As. Fu, Jiang y Wang, 2000, obtienen que la eliminación de As es del orden del 92% cuando la temperatura es de 600 °C, el flujo de aire es de 0,16 m³/h y 1 hora de tostación.

Carter, Vance, Aldridge, Zaw y Khoe, 1994, estudiaron la inmovilización del As₂O₃ tostando mezclas de cal-cemento con polvos de fundición ricos en As; con este tratamiento se logra confinar una masa de As₂O₃ del orden del 22% del peso total del residuo, pero la fase formada es arsenito de calcio que puede ser atacada por el CO₂ para descomponerse en As₂O₃ y carbonato de calcio.

En Rusia, la planta de zinc PAO Chelyabinsk procesa los polvos de fundición de cobre. La Figura 3.2, muestra el diagrama de flujos de la tecnología utilizada. La etapa más importante de este diagrama es el proceso waelz, que es un procesamiento pirometalúrgico en un tambor rotatorio a 1.200-1.300 °C con carbonato como agente reductor (coque bronceado). Como un resultado, el cobre contenido en la escoria del waelz es extremadamente superior comparado con los polvos y con un alto contenido de hierro. El Pb, Zn y Sn salen en los gases del proceso waelz. La próxima etapa de procesos se realiza en el horno waelz, donde se obtiene la calcina de los polvos de waelz a 1.050 °C. Durante la calcinación en presencia de un agente sulfidizante que contiene zinc y sulfuros de hierro, el plomo en forma de sulfato se convierte en sulfuro de acuerdo con las siguientes reacciones:



La Figura 3.3 muestra el cambio de la energía libre de las reacciones anteriores a temperaturas entre 0 y 1.200 °C. Los puntos de la línea recta asociada a la reacción (1), son

termodinámicamente posibles a temperaturas cercanas a 650 °C, y la reacción (2) es totalmente probable cerca de 400 °C. Los sulfuros obtenidos tienen una alta presión de vapor a temperaturas cercanas a 1.000 °C y se volatilizan durante la calcinación.

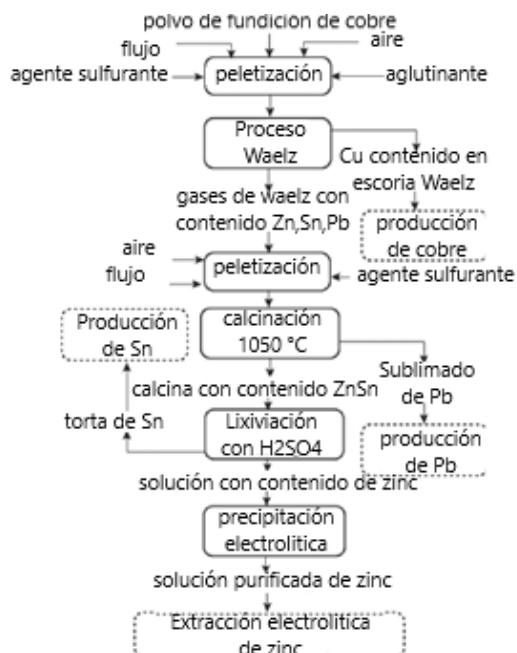


Figura 3.3 Esquema de la Tecnología de Reciclaje de los Polvos de Fusión de Cobre con un Procesamiento Pirometalúrgico en dos Etapas en un Tambor Rotatorio. Fuente: Copper smelter dust is a promising material for recovery of nonferrous metals by the waelz process (Grudinsky et al., 2019).

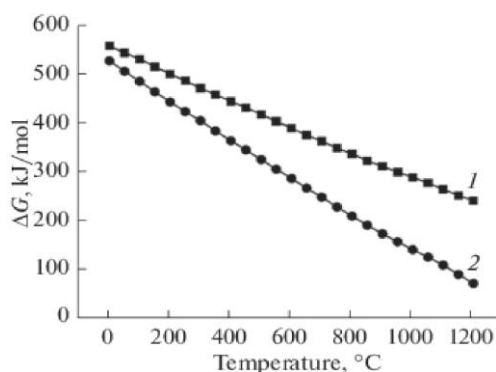


Figura 3.4 Cambio de la Energía Libre de Gibbs de las Reacciones (1) y (2) Entre 25 y 1.200 °C. Fuente: Copper smelter dust is a promising material for recovery of nonferrous metals by the waelz process (Grudinsky et al., 2019).

Luego, los productos de la calcinación son sublimados con un alto contenido de plomo y la calcina contiene al zinc y el estaño. Posteriormente, los métodos hidrometalúrgicos son

aplicados para la separación del zinc y el estaño desde la calcina. El zinc se separa del estaño por métodos hidrometalúrgicos.

Las características del esquema tecnológico aplican dos veces el horno waelz: para el procesamiento de los polvos de la fusión del cobre y para la calcinación de los polvos de gases obtenidos en la primera etapa. Se podría mencionar que el proceso waelz opera a temperaturas sobre 1.300°C y es una operación con un alto costo de energía. El principal gasto del proceso es el consumo de coque bronceado, que puede alcanzar los 500 kg/t de carga en esta etapa.

La investigación colaborativa realizada entre la planta de zinc de Chelyabinsk y el Instituto de Metalurgia y Ciencia de Materiales de Rusia muestra que el procesamiento de los polvos de fusión de cobre es posible sin la primera etapa del proceso waelz. La Figura 3.4 muestra el diagrama de flujos para el procesamiento de polvos sin el proceso waelz. En este caso, el horno waelz se utiliza solamente para la calcinación a 1.050°C . Después de la etapa pirometalúrgica, la separación de los componentes remanentes valiosos a partir de la mezcla baja en plomo, se lleva a cabo por procesos hidrometalúrgicos.

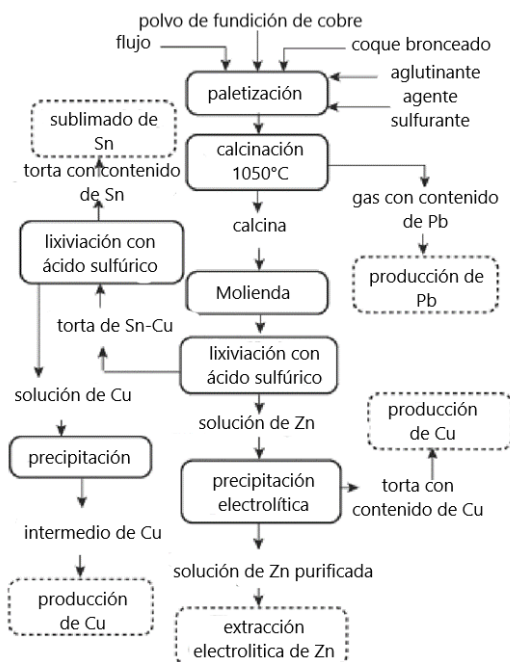


Figura 3.5 Esquema Tecnológico para el Reciclaje de los Polvos de Fundición de Cobre con una Etapa de Procesamiento Pirometalúrgico en un Horno Rotatorio. Fuente: Copper smelter dust is a promising material for recovery of nonferrous metals by the waelz process (Grudinsky P. et al., 2019).



Los polvos provenientes del precipitador electrostático de un horno se caracterizaron y lixiviaron en medio ácido, además sus iones se precipitaron en forma selectiva (D.O. Okanigbe et al, 2017). Los resultados obtenidos muestran que el polvo contiene partículas que se encuentran principalmente en la fracción de 53 μm . La composición química en peso indica 18,02% de Cu, que aparecen preferencialmente como cuproespinelas y como calcopirita. Las mayores impurezas contenidas en el polvo son 49,97%, 11,69%, 11,45% y 1,6% en peso de mullita, gypsum, sílice y magnetita, respectivamente, con trazas de plomo y bismuto. Para el tratamiento de estos polvos el Proceso Mitsubishi incluye tanto una lixiviación con agua o agua ácida, seguido de etapas secuenciales de precipitación. El tratamiento de la solución mediante SX, consideró su purificación antes de la recuperación del cobre metálico.

Se ha empleado un proceso piro-hidrometalúrgico para el caso de que el polvo de fundición sea rico en arsénico (5 %) y no contenga otros elementos volátiles (Bustos et al., 1979). El material se puede tostar a 550-700°C con lo que se volatiliza junto a los gases entre el 80-90 % del arsénico. El calcinado puede someterse a una lixiviación con el fin de recuperar los otros metales. En el caso de que la tostación de los polvos se lleve a cabo a partir de la pulpa y en medio ácido sulfúrico, se logra eliminar el arsénico junto a los gases y se obtiene un calcinado de sulfatos que puede lixivarse directamente con agua para recuperar los otros metales.

Mulale, Mwema y Mashala, 1999, y Gorai, Jana y Khan, 2002, mostraron los resultados de la tostación de polvos de fusión a mata de cobre y de la etapa de conversión, seguida de una lixiviación con H_2SO_4 para recuperar Cu, Zn y Cd (polvos de fusión a mata) y sólo Cu (polvos de convertidor). En ambos casos informan de mejores recuperaciones en un proceso con tostación que sin él, alcanzando valores superiores al 95 % en la recuperación de Cu. Mulale, Mwema y Mashala estudiaron los efectos de la concentración del ácido, la adición de $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$, la velocidad de agitación y la temperatura en la etapa de lixiviación. Gorai, Jana y Khan, señalan que la cinética de la lixiviación es de control mixto (difusivo y químico) y que la mejoría en la recuperación de Cu se debe a la oxidación de los sulfuros del metal. La temperatura de tostación óptima fue de 600°C y las condiciones óptimas de lixiviación fueron de 80°C, un tiempo de 4 horas, una relación sólido-líquido de 1:10 y una concentración de



ácido del 10%. En ambos trabajos se indica que la recuperación del Cu de las soluciones de lixiviación es por electro-obtención. Vasilev, 1965, y Vasilev y Chimbulev, 1965, aplicaron una tostación sulfatante a temperaturas entre 450-500°C, para recuperar In y Ge, como paso previo a la lixiviación con H_2SO_4 . El calcinado o material sulfatado se sometió a una molienda antes de la lixiviación con H_2SO_4 a 80°C de temperatura y una relación sólido-líquido entre 1:2 a 1:6. Las recuperaciones fueron del 80-85% de In y 20% de Ge. Para el caso de unas muestras de polvos de fusión a mata de cobre proponen recuperar el Ge con una tostación reductora, recuperar el sublimado de esta tostación y someterlo a una sulfatación con H_2SO_4 concentrado a temperaturas entre 350-400°C. El producto obtenido se lixivió con H_2SO_4 , a 80°C durante 90 min. La recuperación de Ge fue del 82%.

Yin, Caba, Barron, Belin, Morris, Vosika y Bartlett, 1992, proponen recuperar Cu de los polvos de fundición tostando aglomerados de éstos con cal hidratada seguido de una lixiviación en acopios del material calcinado y nodulizado con una solución de amoníaco y sal de amonio. El As y el S quedan insolubilizados en forma de sales de Ca y el Cu solubilizado como un complejo amoniacal. El Cu se recupera precipitándolo al evaporar el amoníaco; éste se capta y recircula al circuito de lixiviación.

Sarkisyan y Episkoposyan, 1978, propusieron la eliminación del 95% del As de los polvos originados en la etapa de conversión, tostándolos y, luego, lixiviando el tostado con soluciones saturadas de NaCl, en presencia de HCl; la recuperación de Cu, Pb, Bi y Cd, desde las soluciones de lixiviación es por etapas de cementación y por electro-obtención de Zn.

La Sumitomo Metal Mining Co., 1982, patentaron la tostación de polvos de la etapa de conversión a 500°C, con aire, durante una hora, seguida de una lixiviación con agua. Los residuos eran lixiviados con H_2SO_4 , a pH 1; el potencial REDOX se controlaba (con NaHS) a +150 mV para precipitar CuS. A las soluciones resultantes se adicionaba Zn en polvo, a pH 5, para precipitar Cd; después se ajustaba el potencial REDOX a 0 mV para precipitar As; finalmente se neutralizaba a pH 7 para recuperar el ZnCO_3 . Las recuperaciones fueron superiores al 90 %.

En el siguiente grupo de referencias se exponen procesos que proponen una etapa de fusión y una de lixiviación.



Smirnov, Khvan, Bibenina, Il'yasov y Kefilyan, 1984, estudiaron la fusión en horno eléctrico de una mezcla formada por polvos de fundición de cobre (con sulfato de Pb y Re en sus contenidos), escoria de la etapa de conversión, Na_2CO_3 , carbón metalúrgico y chatarra de Fe. El producto obtenido fue Pb crudo, escoria fundida y sublimados. El Bi, Ag y Au se concentraban en el Pb crudo; el Cu en la escoria, y el Re, Cd y Zn en los sublimados. La lixiviación se aplicó a los condensados para recuperar NH_4ReO_4 , esponja de Cd y ZnSO_4 ; las recuperaciones fueron superiores al 75%, excepto la del Zn que fue de un 27%.

Pajak, Zaczkowski, Bojanowska, Sosin, Pajak, Pachon, Kowal y Sojka, 1969, fundieron una mezcla de polvos de tostación y de fusión en una atmósfera levemente reductora, a temperaturas de 1.100-1.200°C, agregándose al final del proceso chatarra de Fe para reducir el PbS a Pb; los gases de salida se mezclaron con aire para oxidar el Re a Re_2O_7 y se recuperaron los condensados por lixiviación con agua durante dos horas y a temperaturas de 80 a 90 °C, recuperando el Re con resina de intercambio iónico y se eluye con H_2SO_4 o HNO_3 .

Zhang, Lu y Zheng, 1992, recuperaron Cu y Zn desde los polvos por fusión a 650°C y durante 2 h.; el residuo se lixivió con H_2SO_4 al 20% y una relación sólido-líquido de 1:3,5 a 60°C, durante una hora. El Fe quedó en el residuo final, el Cu se recuperó por electroobtención y el Zn como ZnSO_4 .

Shubinok, 1991, postuló un proceso con una etapa de lixiviación de los polvos con agua, a 20°C y con una relación sólido-líquido de 1:2, para posteriormente fundir el residuo. En la fusión se recuperaba Pb y de la solución de lixiviación se recuperó Zn, Cu, Cd, y Fe con resinas de intercambio iónico; el As se precipitó de la solución como As_2S_3 .

Hanks, Van der Zel, Chesney y Harris, 1979, lixiviaron polvos de fusión a mata de Cu con H_2SO_4 y NaCl seguido de fusión en un horno al arco eléctrico. Mediante la reducción con carbono y NaOH en el baño metálico, se produjo BiOCl. Este método se puede usar para los polvos de la etapa de conversión del Cu.



3.3.2 Procesos hidrometalúrgicos a presión y temperatura variable

Polvos de fundición de cobre fueron lixiviados en medio ácido sulfúrico variando la presión desde la atmosférica hasta valores elevados de esta variable, encontrándose que en ausencia de oxígeno produce la mejor separación entre el cobre y el arsénico. Cerca del 80% del As contenido en los polvos pasa a la solución lixivante y más del 90% del cobre permanece en el ripio como sulfuro cúprico. El Zn, Cd y el In, contenidos en la solución y el Bi, Cu y Pb en el ripio, se recuperan mediante varios procesos bien conocidos. El arsénico y el hierro se remueven de la solución mediante oxidación y precipitación a la forma de arseniato férrico.

Otro proceso emplea un tratamiento a presión para los polvos de fundición (Kennecott Copper Corp, 1981). Estos se mezclan con una disolución ácida de sulfato de hierro (II), realizándose la lixiviación a una temperatura de 140°C y con una sobrepresión de oxígeno de 7,3-10,3 Pascales durante 1 h. Los rendimientos descritos son del 91% para el caso del cobre e inferior a un 21% para el arsénico; el contenido de este último metal en la disolución de lixiviación no supera los 2 g/L. Se ha descrito un tercer proceso para el tratamiento de estos materiales con alto contenido de arsénico (Hazen Research, 1981). El agente de lixiviación es, en este caso, una disolución ácida de FeSO_4 (2-4 g/L de Fe), la temperatura de 100°C empleando una sobrepresión de oxígeno de 7,3-10,3 Pa y el tiempo de ataque 3 h. En estas condiciones, se lixivía un 92 % del cobre y un 6,7 a un 34 % del arsénico, presente en la disolución en una concentración de unos 5 g/L. El arsénico no solubilizado está presente en el residuo como FeAsO_4 ; se estima que la solubilidad en disoluciones ácidas o alcalinas de este compuesto es $< 0,001$ g/L después de cinco días de lixiviación.

3.3.3 Procesos hidrometalúrgicos a presión atmosférica y temperatura variable

El primer trabajo se orienta a la utilización de reactivos lixiviantes tales como el ácido sulfúrico, ácido clorhídrico, ácidos nítrico y cítrico e hidróxido de sodio. Todos los agentes lixiviantes muestran diferentes afinidades hacia los diferentes metales, siendo el zinc el más atractivo. El ácido sulfúrico es ampliamente utilizado como medio lixivante tanto para el zinc como para el hierro, no obstante, se requieren etapas de electro obtención para la purificación del zinc, mientras que el hidróxido de sodio disuelve selectivamente el zinc a concentraciones bajas y en consecuencia no utilizan la electroobtención.

a) Lixiviación en medio alcalino

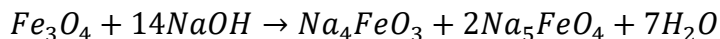
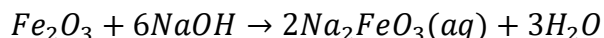
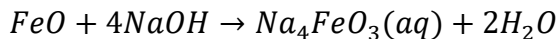
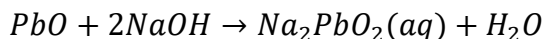
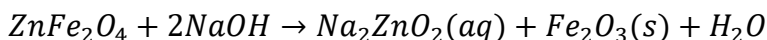
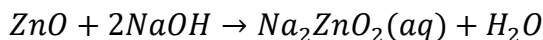
Se ha indicado que los polvos que acompañan los gases de fundición se encuentran enriquecidos con metales valiosos como el zinc, que puede recuperarse usando procedimientos estándares. El Departamento de Recursos Minerales de Pakistán reporta que los polvos de los hornos de arco eléctrico en la industria del acero, contienen 25 a 50% en peso de Zn, 10 a 40% en peso de Fe, que representan 225 a 500 millones de toneladas Zn y cerca de 90 a 400 millones de toneladas de Fe. Se realizaron experimentos de lixiviación usando diferentes concentraciones de una base (2, 4, 6 y 8 M NaOH) a 90 °C. La composición química de los polvos de la fundición de hierro se muestra en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1 Composición Química del Polvo en una Fundición de Hierro.

Elemento	Mg	K	Ca	Cr	Mn	Fe	Cu	Zn	Pb
%	0,69	1,02	0,91	0,26	0,91	15,47	0,23	41,44	2,03

El Na, K y Ca cuya composición es cercana al 1% para cada uno, se pueden retirar fácilmente de la solución de lixiviación utilizando el intercambio iónico. Los metales pesados como Pb y Cd, así como los haluros de Cl también se encuentran presentes en estos polvos. El análisis instrumental por DRX muestra que las especies dominantes de zinc son el óxido de zinc (ZnO, zincita) y la ferrita de zinc (ZnFe₂O₄, franklinita), mientras que el hierro está principalmente como franklinita y magnetita. El óxido de zinc posee cuatro picos distintivos 2θ= 31,77°; 34,42°; 36,24° y 47,57°.

Las reacciones de las principales especies son las siguientes:



De los resultados de lixiviación se deduce que la extracción de zinc, hierro y cromo son función de la concentración de la base. Al aumentar esta concentración, se lixivía preferencialmente el zinc. Sin embargo, cuando la concentración aumenta a cerca de 4 M NaOH, solo tiene un pequeño efecto sobre la lixiviación, como se observa en la Figura 3.6.

Enseguida, con una concentración de 4 M NaOH es suficiente para la extracción selectiva del zinc. La mayor extracción de zinc de 98% se obtuvo con 8 M. En el caso del hierro y cromo, la extracción varía linealmente con la concentración de la base, obteniéndose las máximas extracciones de 90 y 92%, respectivamente, con una concentración de 8 M de soda caustica, que es menor que la lograda con el zinc.

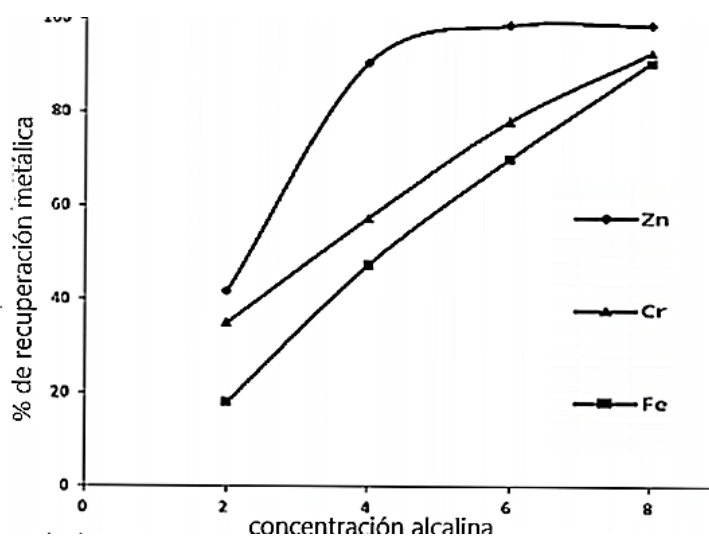


Figura 3.6 Extracción de Diferentes Metales en Función de la Concentración de la Base. Tiempo de Lixiviación: 2h; 300 Rpm y 90°C. Fuente: Study of zinc Leaching of EAF flue dust using sodium hydroxide (Abdul et al, 2016)

El análisis químico del residuo (ver Figura 3.7), confirma que, a una concentración de 8 M, se logra lixiviar la mayor parte del zinc. La disolución del zinc es muy alta para todas las concentraciones estudiadas, en comparación con los otros metales. Con la concentración de 4 M, se logra la mayor selectividad entre el zinc y los otros metales.

La Tabla 3.2, muestra la composición metálica antes y después de la lixiviación alcalina de los polvos con 6 M y 90 °C. Se confirma que el zinc tiene una eficiencia máxima de extracción en comparación con los otros metales reduciendo en 80% su composición en el residuo, mientras que el hierro y el plomo se reducen en 28 y 66%, respectivamente.

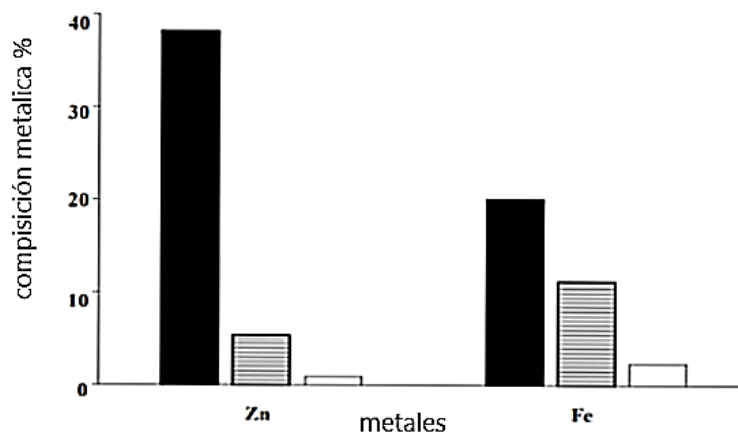


Figura 3.7 Composición Metálica en el Ripio de Lixiviación para Diferentes Concentraciones (2M, 4M, 8M) para lixiviación de 2 horas a 300 rpm y 90°C. Fuente: Study of zinc Leaching of EAF flue dust using sodium hydroxide (Abdul et al 2016)

Tabla 3.2 Composición Química del Polvo Antes y Después Fuente: Study of zinc Leaching of EAF flue dust using sodium hydroxide (Abdul et al, 2016)

Muestra	Composición		
	Zn	Fe	Pb
Antes	41,45	15,47	2,03
Después	8,11	11,24	0,68

Como otra alternativa se ha empleado un medio alcalino para eliminar el arsénico y el antimonio contenidos en estos polvos (Nadkarni et al, 1978). Estos dos metales se lixivian de forma selectiva con una disolución de Na_2S y NaOH . El proceso da lugar a la obtención de las sales Na_3AsS_4 y Na_3SbS_4 que se convierten en sulfuros o en los correspondientes arseniatos o antimoniatos de hierro (III), compuestos en principio estables y que se pueden almacenar sin causar deterioro al medio ambiente. Este esquema, además, regenera los agentes de lixiviación permitiendo su recirculación.

Otro proceso que utiliza un medio alcalino es el descrito para polvos de fundición que contienen entre otros cobre, arsénico, cinc y molibdeno (Morales et al., 1988). Los polvos alimentan un reactor donde tiene lugar una lixiviación alcalina de los mismos con una disolución de hidróxido de sodio en caliente. Se consiguen recuperaciones cercanas al 85 a 80% y 95 °C y una concentración de NaOH de 75 y 150 g/L. El residuo libre de arsénico se retorna al proceso de fundición y la disolución de lixiviación se acidifica con una solución



de ácido sulfúrico hasta el valor de pH adecuado. El arsénico precipita como arseniato de calcio a un valor de pH comprendido entre 8 y 10.

B) Lixiviación en medio ácido

Para tener un buen conocimiento de los materiales es necesaria una buena caracterización, tanto desde el punto de vista químico como mineralógico y también de su distribución de tamaños de partícula.

La diversidad del origen de los polvos de fundición de cobre está basada en la diversidad de las menas, provenientes de diversas minas y de fases de extracción diferentes, y de los diferentes hornos reactores en los que son procesados los concentrados. Un estudio de caracterización realizado por Ros M. en el año 2013, con muestras de materiales de polvos que proceden de hornos de fusión instantánea en Hornos Flash, muestra 1 y 2, y una muestra, número 3, que procede de un horno de fusión continua, evidencia la siguiente composición química (ver Tabla 3.3) (M Ros, 2013).

Tabla 3.3 Resultado de Análisis de Muestras de Polvo. Muestras 1 y 2: Polvos de Horno Flash; Muestra 3: Horno de Fusión Continua. Fuente: Polvos de fundición de cobre (M. Ros, 2013).

Elemento/compuest o químico	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3
Cu	37	27	26
Fe	14	11	14
S	6,5	5,7	5,6
Zn	4,7	5,8	4,5
As	3,8	13	8,2
Mo	0,4	0,5	0,6
Cd	0,1	0,2	0,7
Na	-	-	0,5
Al	0,3	0,5	0,5
Si	1,3	1,7	1,1
K	0,6	1,6	2,5
Ca	0,2	0,5	0,3
Ge	-	0,1	-
Sb	-	-	0,6
Ir	-	-	0,1
Pb	0,4	1,5	5,1
Bi	0,1	0,2	1,1
H ₂ O	0,2	0,4	0,6



Los resultados de la caracterización química (Tabla 3.3) muestran las especies más importantes. En la muestra 1 abundan elementos compuestos por hierro, desde la magnetita hasta el ferrito de cobre y con zinc en cantidades variables en la posición del metal divalente; los ferritos se encuentran embebidos en muchos casos en una matriz vítrea de silicato. El autor detectó sulfato de cobre anhidro, sulfato básico de cobre y sulfato de zinc. Como componentes minoritarios se detectó óxidos de cobre y óxidos de arsénico. Los tamaños de partícula se encuentran desde décimas hasta decenas de micrómetros.

En la muestra 2 se detectó como componentes mayoritarios los ferritos, en las mismas condiciones que las observadas en la muestra 1, sulfato básico de cobre, sulfato de cobre anhidro, sulfato de zinc y óxido de arsénico. Los tamaños de partícula detectados van desde decenas de micrones hasta partículas de tamaño inferior al micrón.

En la muestra 3 los componentes mayoritarios son ferritos, de composiciones variables como en las muestras 1 y 2, en contacto con fases vítreas de silicatos; el estudio muestra también sulfato de cobre anhidro, sulfato de zinc, sulfato de plomo y óxidos de arsénico; así mismo, se detectó los sulfuros de cobre/sulfuros de cobre y hierro junto con algunas partículas de un sulfuro de hierro. Como componentes minoritarios aparecen óxidos de cobre. Las partículas de decenas de micrones de diámetro, están constituidas esencialmente por los sulfuros citados y algunos ferritos; las demás partículas son de tamaño inferior a los 10 μm .

Resumiendo, los polvos 1, 2 y 3 son materiales realmente complejos; éstos están constituidos por numerosas fases, oxidadas en 1 y 2 y oxidadas y con sulfuros en 3. En todos los materiales la morfología de la mayoría de las partículas es esférica, si bien se ha observado la presencia de partículas de morfología irregular.

En relación con la reactividad de los polvos de estas tres muestras, se verifica que:

a) La lixiviación con agua a temperatura inicial ambiente de todos los materiales da lugar a la solubilización de sulfato de cobre, sulfato de zinc, sulfato básico de cobre y, parcialmente, de los óxidos de arsénico. El residuo obtenido después de la lixiviación varía desde el 46% en la muestra 2, hasta el 61% en la muestra 3. En las disoluciones obtenidas se encuentra un 64% del cobre inicial en la muestra 1, un 32% en la muestra 3 y un 72% en la muestra 2; asimismo, se encuentra un 40% del zinc inicial en la muestra 1, un 90% en la muestra 3 y un



60% en la muestra 2. En relación con el arsénico, se encuentra en disolución un 18% en la muestra 1, un 70% en la muestra 3 y un 34% en la muestra 2.

El hierro contenido en los polvos de fundición de cobre tiende a no disolverse, permanecer en la fase sólida y constituir parte de los residuos; la explicación de este comportamiento se debe a que este metal forma parte principal de los ferritos, insolubles en agua. El cobre ha experimentado la disolución de algunas de las especies solubles presentes como la dolerofanita y la calcocianita, permaneciendo el resto de cobre insoluble en forma de ferritos y de óxidos de cobre.

La mayor o menor solubilidad del zinc en la lixiviación con agua depende de su mayor o menor presencia en forma de ferritos y de sulfato de zinc en los polvos de fundición de cobre. Así el material que contiene menor proporción de zinc en forma de sulfato es el de la muestra 1 y el que presenta una mayor proporción de sulfato es el de la muestra 3; en este material no hay prácticamente zinc en forma de ferrito.

Para el caso del arsénico se observa una tendencia a permanecer en los residuos en las muestras 1 y 2, resultando su mayor solubilidad, para el material de la muestra 3. Las cantidades de arsénico y hierro que aparecen en disolución vienen alteradas debido a la continua formación de precipitados en los líquidos de lixiviación que, como se ha comprobado, son esencialmente jarositas en la muestra 1 y arseniato de hierro amorfo en las muestras 2 y 3.

Además de los elementos citados, el azufre se disuelve en gran extensión en las muestras 1 y 2, puesto que la mayor parte de este elemento en estos materiales se encuentra en especies base sulfato solubles en agua o agua acidulada; en cambio el contenido de azufre en la muestra 3 aumenta desde el 5,6% en la muestra original hasta el 8% en el residuo; este azufre insoluble se corresponde con los sulfuros de cobre y sulfuros de cobre y hierro detectados en este material.

b) Las lixivitaciones en medio ácido (nítrico, sulfúrico y clorhídrico) de los residuos de la lixiviación con agua conducen a una disolución parcial del cobre contenido (esencialmente el que se encuentra en forma de óxidos) y parte de los óxidos de arsénico; estos óxidos se disuelven de forma parcial o prácticamente total en los distintos medios utilizados.



Considerando la lixiviación previa con agua a los polvos de fundición de cobre, juntamente con la lixiviación posterior con ácido nítrico; de los elementos con concentración inalterada, el hierro es el más abundante y la explicación de su comportamiento ante la lixiviación con ácido nítrico se basa sobre las características de los ferritos, compuesto mayoritario del hierro, los cuales son insolubles en estas condiciones.

Para el cobre, en las muestras 1 y 2, se explica la variación de sus concentraciones por ser constituyentes de los ferritos y de compuestos oxidados de los cuales sólo los segundos son solubles ante el ácido nítrico; probablemente se han disuelto cantidades remanentes de sulfatos básicos de cobre; la disolución de cobre en la muestra 3 es mínima. El arsénico disminuye su concentración en todas las muestras; su presencia en los residuos finales es mínima.

El zinc de todos los residuos de lixiviación con agua parece estar en una gran mayoría asociado a los ferritos en disolución sólida y en la posición de metal divalente; en la lixiviación con ácido nítrico se ha disuelto poco zinc.

Para la distribución global o la de la masa de los polvos de fundición de cobre, se visualiza que el cambio de masa es más importante en la lixiviación con agua y que, por consiguiente, las masas de los residuos finales (después de la lixiviación con ácido nítrico), son algo menores a los residuos de la lixiviación con agua.

En el proceso de lixiviación con ácido sulfúrico de los residuos de la lixiviación previa con agua, únicamente se observa una disolución significativa en las muestras 1 (14% de sólido disuelto) y 2 (20% de sólido disuelto), mientras que el material de la muestra 3 presenta una relativa baja disolución (8%). Se observa en todos los casos una menor disolución que en la lixiviación con ácido nítrico. Los elementos que presentan una disolución significativa son el cobre y el arsénico, aunque menor que en ácido nítrico.

En el proceso de lixiviación con ácido clorhídrico de los residuos de la lixiviación previa con agua, únicamente se observa una disolución poco significativa en las muestras 1 y 3 (6% de sólido disuelto), mientras que en el material de la muestra 2 se presenta una disolución más elevada (12%). Los elementos con mayor solubilidad en ácido sulfúrico (cobre y arsénico) presentan una disminución de ésta en la lixiviación con ácido clorhídrico; se solubilizan

parcialmente los óxidos de cobre y de arsénico. Se observa en todos los casos una menor disolución que en la lixiviación con los ácidos sulfúrico y nítrico.

c) Las lixiviaciones en medio alcalino, utilizando hidróxido de sodio o hidróxido de amonio de los residuos de la lixiviación con agua, conducen a un nivel de solubilización de la masa de sólidos entre el 6 y 12% en medio NaOH y un nivel inferior al 5% en hidróxido de amonio, por lo que estos sistemas han sido descartados para ser utilizados en un posible tratamiento de los polvos de fundición. La lixiviación de los polvos de fundición de zinc, normalmente se realiza en una serie de tanques agitados a una temperatura entre 65-80 °C. Los floculantes se utilizan para mejorar la sedimentación. La pulpa espesada se envía a una lixiviación ácida y la solución con impurezas del *overflow* del espesador se transporta a una operación de purificación de la solución.

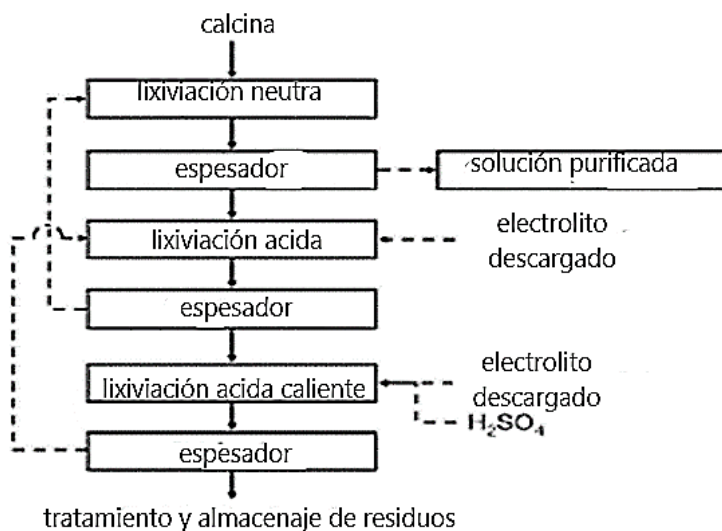


Figura 3.8 Diagrama Esquemático del Proceso de Lixiviación de Zinc. Fuente: *treatise on process metallurgy volumen 3* (Seetharaman et al., 2014)

La lixiviación ácida (también llamada lixiviación ácida débil en algunas plantas) se realiza para mejorar la disolución del óxido de zinc (ZnO). El pH de la solución es normalmente entre 1,0 y 1,5 usando el ácido que contiene el electrolito pobre que retorna del proceso de electroobtención. La lixiviación ácida se realiza a cerca de 85°C. Tradicionalmente se adiciona manganeso que se devuelve como dióxido de manganeso (MnO₂) desde el proceso de electroobtención para oxidar el hierro de su estado estable como ferroso a férrico para facilitar la precipitación del hierro férrico durante la lixiviación neutra.



Para lixiviar el zinc desde ferritas, se necesitan condiciones más agresivas. Se emplea electrolito pobre y ácido fresco para mantener un pH muy bajo. Las temperaturas de lixiviación son cercanas o sobre 100°C. La lixiviación ácida en caliente se realiza de manera tal que el hierro precipita como jarosita o goetita.

Los residuos de lixiviación contienen fases de hierro y muchos metales pesados. Estos sólidos necesitan estabilizarse y disponerse de manera segura. La estabilización se realiza frecuentemente usando la adición de cemento Portland. Su almacenamiento ocurre en tranques de relaves o disposición en forma de pasta.

Un proceso desarrollado en Japón (Mohri et al, 1976) trata los polvos producidos en un horno de tipo flash junto a otros polvos producidos en distintos puntos de la planta (convertidor, horno rotativo, barros anódicos, etc.). En el caso de los polvos del horno flash, la composición porcentual de los mismos es: 11,2% de Cu, 1,3% de As, 18,3% de Pb, 8,7% de Zn, 1,3% de Cd, 0,4% de Bi y 12,4% de Fe. La Figura 3.9 muestra un esquema del proceso. Como disolución de la lixiviación se emplean 100 g/L de ácido sulfúrico a 90°C, con lo que se disuelve la mayor cantidad de los metales solubles y se obtiene un residuo más puro en sulfato de plomo. La lixiviación tiene un rendimiento de alrededor del 85% para cada uno de los metales (cobre, cinc y arsénico), mientras que el contenido de plomo en el residuo es del 50%. Este residuo se envía a un horno rotatorio para recuperar este último metal. La disolución obtenida de la lixiviación se trata de forma que precipiten selectivamente los elementos metálicos presentes en la misma. La mayor parte del cobre precipita, en primer lugar, como CuS mediante adición de H₂S. La disolución resultante se neutraliza con CaCO₃ y el resto del cobre precipita como cemento utilizando hierro en polvo como agente cementante. La precipitación en dos etapas se hace con el fin de evitar la coprecipitación del arsénico junto al cobre al adicionar el H₂S. La disolución sin cobre se neutraliza a continuación hasta un valor de pH de 4,8.

En estas condiciones, tiene lugar la oxidación del hierro y del arsénico mediante soplado de aire, de forma que precipita un arseniato de hierro. Una vez separado este precipitado, se obtiene una disolución con un contenido de hierro y arsénico de 0,01 y 0,001 g/L, respectivamente.

De esta disolución, se elimina el cadmio mediante cementación con zinc o precipitándolo como sulfuro de cadmio, adicionando H_2S . Por último, el zinc precipita como hidróxido después de neutralizar la disolución hasta un pH de 7,3 con amoníaco.

Una nueva propuesta para el tratamiento de los polvos de fundición (Pardo, 1988.) consta de las siguientes etapas:

- Lixiviación del material a 90°C con H_2SO_4 y SO_2 o solamente con este último.
- Cristalización del arsénico como óxido de arsénico (III). Evidentemente, en este caso es necesario llevar a cabo una etapa previa de reducción del As(V) a As (III) mediante una inyección de SO_2 a la disolución de lixiviación.
- Eliminación o recuperación de otros elementos mediante un esquema similar al que se muestra en la Figura 3.9.

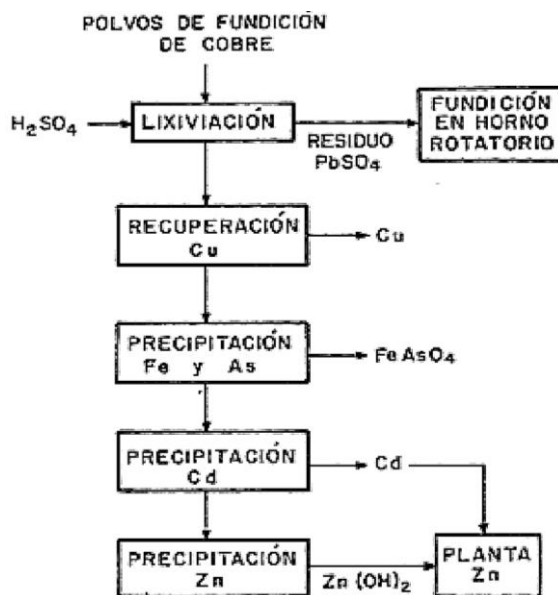


Figura 3.9 Proceso Hidrometalúrgico para el Tratamiento de los Polvos de Fundición de Cobre. Fuente: Tratamiento hidrometalúrgico de los polvos de fundición de cobre. Desarsenificación de las disoluciones de lixiviación (Alguacil et al, 1996)

Para el tratamiento de polvos de fundición, cuya composición se muestra en la Tabla 3.4, se ha propuesto el siguiente esquema de tratamiento (Rivera et al, 1984):

- Lavado del material de partida con agua a temperatura ambiente. En estas condiciones se pretende lograr la máxima solubilización de las especies sulfatadas.



- Lixiviación ácida del residuo de la etapa anterior. La disolución de lixiviación debe contener unos 160 g/L de ácido sulfúrico, realizándose esta etapa a 85°C y con un tiempo de reacción de 2 horas.
- Lixiviación ácida y en medio Fe^{3+} . La disolución de ataque contiene sobre 180 g/L de ácido sulfúrico y cerca de 45 g/L de Fe^{3+} ; la temperatura y el tiempo de lixiviación son semejantes a los de la etapa anterior.
- Precipitación del arsénico como arseniato de hierro (III). Esta etapa se lleva a cabo en autoclave en la que la disolución clarificada ácida presenta una relación molar $[\text{Fe}]/[\text{As}]$ cercana a 2,5. El tiempo de residencia es de 1 hora, y otras variables son: temperatura 125°C y P_{O_2} de aproximadamente $3,9 \cdot 10^{-4}$ Pa.

Tabla 3.4 Composición (%) en peso de Polvos de Fundición de Cobre (Alguacil et al, 1996).

Equipo/ Elemento	As	Cu	Ge	Fe	Zn	Mo
Horno de reverbero	14,5	20,8	0,2	6,2	4,5	0,5
Convertidor	6,4	27,5	0,3	12,4	7,1	0,3

La posibilidad del tratamiento de polvos de fundición de cobre y escorias de fundición de plomo que contienen cobre se ha estudiado en un proceso que emplea el ácido sulfúrico como agente de lixiviación (Shibasaki, 1992). La disolución de ataque contiene unos 200 g/L de ácido sulfúrico y la lixiviación se realiza en condiciones enérgicas (oxidante, 80°C y cerca de 4-6 h de tiempo de residencia si la carga contiene mayoritariamente escorias de fundición de plomo). El cobre se recupera de la disolución mediante lixiviación.

Bivolaru, Rent, Ilie, Barra y Sarossy, 1992, patentaron un proceso para el tratamiento de polvos de fusión a mata de Cu; estos autores llevaron a cabo una clasificación de las partículas de tamaño 1,6 mm seguido de una separación magnética del Fe previo a la lixiviación; la lixiviación fue con H_2SO_4 , a concentraciones de 150 a 200 g/L; el Cu era precipitado con Zn en polvo separándose de los residuos por separación gravimétrica. El residuo se lixivió nuevamente con H_2SO_4 para recuperar el Zn como sulfato.

Roman-Moguel, Plascencia, Pérez y García, 1995, lixiviaron los polvos de fusión de Cu con disoluciones ácidas recuperando Cu, Cd y Pb por cementación con Fe, el Zn se recuperaba como $\text{Zn}(\text{OH})_2$ por precipitación utilizando NaOH o NaBH_4 .



Shubinok, 1992, lixivió polvos de fundición de Cu con H_2SO_4 y utilizando posteriormente resinas de intercambio catiónico podía recuperarse los elementos Cu, Zn, Cd y Fe; la elución se llevó a cabo con una disolución saturada de Na_2SO_4 y esta disolución está libre de As. La siguiente etapa consistía en una precipitación utilizando Na_2CO_3 para producir un polimetálico, rico en Cu, y ZnO de calidad técnica.

Law, Bohrer, O'Hara, Sapjeta y Tierney, 1992, proponen un proceso para el tratamiento de los polvos de fusión de Cu en dos etapas; la primera mediante lixiviación con H_2SO_4 , para eliminar el Zn en un 90%, y en la cual se reduce en un 50% el volumen de los polvos, y una segunda etapa de lixiviación con HCl , para disolver el Pb y obtener un residuo con un volumen correspondiente al 25% del polvo original.

Shibasaki y Hasegawa, 1992, lixiviaron escorias en condiciones oxidantes, con una concentración de H_2SO_4 de 200 g/L, a una temperatura de 80°C , una relación sólido: líquido de 3:20 y por un tiempo de 6 h. En el último estanque de lixiviación de las escorias se agregaban los polvos de fundición de Cu, siendo el Cd recuperado por cementación y el Cu por neutralización.

Investigadores de la Nippon Mining Co., 1984, patentaron un proceso consistente en la lixiviación de los polvos de fundición de Cu con H_2SO_4 , utilizando concentraciones de ácido entre 100 a 200 g/L; el Pb y el Bi quedaban en los residuos, mientras el Cu, Zn y As quedaban en la disolución.

Khanov, Tsyganov y Artykbaev, 1983, lixiviaron con H_2SO_4 los polvos de fusión a mata de Cu; las condiciones de lixiviación fueron: 80°C de temperatura, concentración de ácido del 4% y una relación sólido-líquido de 1:4. El Mo era recuperado, entre un 70-80%, desde las soluciones con una resina de intercambio aniónico a un pH entre 0,95-1,05.

Baczek, Wojcik, Jueschke, Lewis, Otto y Tuttle, 1982, recuperaban Cu de los polvos de fundición de Cu lixiviándolos con H_2SO_4 . En las disoluciones de lixiviación se burbujeaba SO_2 en contacto con CuFeS_2 para precipitar sulfuros de Cu; el potencial oxidante de la disolución era superior a +400 mV, el cual decrecía a menos de +380 mV en el burbujeo de SO_2 .



Ivanov, Yaroslavtsev y Vanyushkina, 1982, lixiviaron polvos ricos en Pb, de la etapa de conversión de Cu, con H_2SO_4 para recuperar Zn, Cd, y Tl. El material era molido a tamaños inferiores a 0,2 mm y se lixiviaba durante 2 h, a temperaturas entre 60-90°C y a pH entre 2-4,5.

Investigadores de Dowa Mining Co., 1981, patentaron el proceso de lixiviación de los polvos de fundición con H_2SO_4 ; la disolución resultante era mezclada con CaCO_3 para fijar el pH a 1, filtrándose posteriormente el precipitado de yeso; en el filtrado se burbujeaba H_2S a 70 °C para precipitar preferencialmente el Cu.

Pawlek, 1976, desarrolló un proceso para concentrados de Cu-Ni, de Cu pirítico, residuos intermedios y polvos del tratamiento pirometalúrgico de menas sulfuradas. Los concentrados se lixiviaron con agua y los otros materiales con H_2SO_4 hasta alcanzar, en la disolución, una concentración de Cu de 60 g/L y reducir la de ácido a menos de 20 g/L. El Cu se recuperaba de la disolución mediante extracción por disolventes; la disolución libre de Cu se usó para lixiviar a 110°C los polvos de fundición o los concentrados seguido de filtración. El filtrado se neutralizó con CaO y se recirculó a la primera etapa de lixiviación; el precipitado se lixivió con H_2SO_4 para obtener una solución rica en Zn, siendo el metal recuperado por electrólisis.

Khanov, Tsyganov y Azizov, 1983, lixiviaron polvos de fusión a mata de Cu con contenidos de Mo, con agua a 80°C para separar los sulfatos de Cu y Fe; el residuo se lixivió a continuación con H_2SO_4 al 4% de concentración y a 80°C para solubilizar el Mo. El Cu y el Mo se extraen desde las soluciones mediante extracción con disolventes.

Gritt y Gebhardt, 1990, lixiviaron polvos de fundición de Cu, ricos en As, con H_2SO_4 ; estos autores evaluaron la temperatura, el porcentaje de sólidos y la concentración de ácido en la velocidad y rendimiento del proceso. El incremento en la concentración del ácido aumenta la disolución del As, Cu, Fe y Mo y condiciones más oxidantes (con H_2O_2) incrementan la disolución del Cu.

Gabb y Evans, 1997, patentaron un proceso de lixiviación ácida a temperatura ambiente de los polvos de fusión a mata de Cu y de la etapa de conversión del metal. La disolución resultante contenía CuSO_4 que puede recircularse al proceso de electroobtención de Cu, previa eliminación del As y del Cd presente. Las disoluciones de desecho se trataron para



precipitar sulfuros de Cu y luego se neutralizaron y trataron con una base para precipitar Zn y metales similares en forma de hidróxidos.

Yamaguchi y Nakaya, 1992, patentaron la lixiviación de polvos de fundición de Cu con H_2SO_4 y Cu^{2+} , la disolución se trató con H_2S o Na_2S a temperaturas superiores a 70°C y se filtró; en el filtrado la concentración de Cu^{2+} era superior a $0,04 \text{ g/L}$; el precipitado de CuS obtenido se trató con disolución rica en As y Cu, en condiciones de temperatura iguales a las anteriores, y se filtró nuevamente; en este segundo filtrado la concentración de Cu^{2+} era mayor a 1 g/L . Se obtuvo el CuS final separado del As_2S_3 .

Gabler y Jones, 1988, lixiviaron polvos de fundición de Cu con soluciones alcalinas de $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ y NH_4OH y a temperatura ambiente, para solubilizar ZnO ; de la disolución se recuperaba el Cu, Pb y Sn por cementación, el Zn se precipitaba ajustando el pH a neutro con burbujeo de CO_2 para obtener el carbonato; con la tostación del mismo se lograba un ZnO de alta pureza. Otra vía propuesta por estos autores consistía en calentar la solución de la lixiviación a 60°C para cementar Cu y Pb y enfriando a temperatura ambiente se neutralizaba con CO_2 ; el precipitado obtenido de $\text{Zn}(\text{NH}_3)_2\text{CO}_3 \cdot \text{ZnO}$, después de filtrado y secado, se tostaba a 400°C para obtener ZnO y para recuperar NH_3 y CO_2 .

Bogacheva, Ismatov, Lyumet y Allabergenov, 1987, lixiviaron polvos de fundición de Cu con O_2 o H_2O_2 a pH entre 2,2 y 2,3; la lixiviación se llevó a cabo durante 2 horas, a 95°C y con una relación sólido-líquido de 1:3. El CuSO_4 era cristalizado por evaporación de la disolución.

Palumbo, Marsh y Gabler, 1985, lixiviaron polvos de la etapa de conversión de Cu con soluciones de NH_4Cl (230 g/L) y NH_4OH (71 g/L) a temperaturas mayores de 80°C y durante 15 minutos; el Cu y el Pb se cementaron con Zn y éste se recuperaba desde la disolución final por hidrólisis. El residuo final contenía un 9,8% de Sn.

Núñez, Espiell y Roca, 1985, lixiviaron polvos de la etapa de conversión de Cu en medio HCl-NaCl ; en una etapa previa separaban las partículas de mata mediante un ciclón, aprovechando los distintos tamaños de partícula. Posteriormente se precipitaban Fe, As, Sb, y Bi en presencia de iones Ca a pH 3,5 para formar residuos junto al Pb. Desde las



disoluciones obtenidas se cementaba el Cu y la Ag con polvo de Zn y se reciclaban al convertidor; de las disoluciones finales el Cd y el Zn se precipitaron con Na_2CO_3 .

Sarkisyan, Episkoposyan y Babayan, 1984, lixiviaron polvos de la etapa de conversión de Cu con una disolución de HCl, FeCl_3 y saturada de NaCl para recuperar en la etapa final un cemento rico en Pb y con presencia de Cu, Cd, Bi, Ag, $\text{Zn}(\text{OH})_2$ y arseniato de Ca.

Navtanovich, Shalygina, Romazanova y Krasnikov, 1982, lixiviaron polvos de la etapa de conversión de Cu con disolución de CaCl_2 ; el Ni y el Cu eran precipitados de forma fraccionada a pH 4-4,5 (retornando a la conversión de Ni), el Pb y el Zn eran precipitados a pH 8-8,8. El precipitado de Pb-Zn (con Ni y Cu como impurezas) se lixivió con HCl, a concentraciones de 9-15%, a temperaturas de 15-25°C, por tiempos de 30-120 minutos con relaciones sólido-líquido de 1:3,5-1:5. El Zn se recuperaba de la disolución con resinas de intercambio iónico.

Baczek, Wojcik, Jueschke, Lewis, Otto y Tuttle, 1981, lixiviaron polvos de fundición de Cu para precipitar sulfuros de Cu desde la disolución obtenida con burbujeo de SO_2 y en presencia de calcopirita. El Cu se recuperaba por una electro-disolución anódica en dos etapas: la primera se llevó a cabo durante 2,5 a 3,0 h utilizando una densidad de corriente de 1.076 A/m²; la segunda durante 1,0 a 1,5 h y una densidad de corriente entre 860-915 A/m².

Raborar, Campos y Penaranda, 1990, lixiviaron con agua polvos de fundición de Cu, con un contenido de sólido en la mezcla entre un 10% a 30% en peso; por separación gravimétrica obtuvieron una fracción liviana que contenía las impurezas (As, Bi, Sb, Pb, Zn, Te y Se) y una fracción densa rica en Cu. La fracción densa se lavó, el agua de lavado se envió a una etapa de cementación y los residuos se neutralizaron con lechada de cal. Ter-Arakelyan, Avakyan y Bagdasaryan, 1991, lixiviaron polvos de fundición de Cu con NaOH a 85°C y pH entre 2,5-9,6. Mediante este tratamiento el As y el S se disolvieron; el residuo resultante se lixivió nuevamente con NaOH, a 98 g/L de Na_2O , una relación sólido-líquido de 1:18, una temperatura de 100°C durante 65 minutos. Se obtuvo un concentrado de Bi y una disolución con Cu, Zn, Pb y Cd que se llevó a precipitación con Na_2S .

Gabb y Evans, 1996, lixiviaron polvos de fusión a mata de Cu con H_2SO_4 ; de la disolución se precipitó en forma secuencial el Cu como sulfuro (retornado a la etapa de fusión), el Bi y



el Sb; posteriormente, el As y el Cd se precipitaron como sulfuros y el Zn como sulfatos. Los residuos de la lixiviación se trataron por fusión para recuperar el Pb y los metales presentes del grupo del Platino.

Rappas y Waterman, 1990, lixiviaron polvos de fundición de menas de Cu o Pb con NaOH a pH 9-10 y a temperatura ambiente. El residuo se lixivió, en las mismas condiciones anteriores, para concentrar el Pb, el As y, opcionalmente, el Mo y el Sb en la disolución; el Pb, que se encontraba como Na_2PbO_2 , se recuperó electroquímicamente como PbO y/o Pb_3O_4 . El residuo final contenía CuO, Fe_2O_3 , Au, Ag y BiO y se reciclaba a la etapa de fusión.

Episkoposyan, Sarkisyan, Oganessian y Bakhchisaraitseva, 1987, lixiviaron polvos de fusión a mata de Cu con H_2SO_4 ; la concentración de ácido fue del 3%, la temperatura de lixiviación entre 50-60°C y durante un tiempo de 3-4 h. La disolución se trató con Na_2CO_3 y CaO para separar el As a pH entre 2,8-3,2 y, luego, con NaOH para precipitar Zn, Cu y Cd a pH entre 8-9; el residuo de la lixiviación se recicló a una fundición de Zn. El residuo de la primera lixiviación era rico en Pb y se reciclaba a una fundición de Pb.

Harris y Monette, 1985, lixiviaron polvos de fundición de Cu con electrólito de una planta de Zn, el residuo es rico en Pb y Ag y se recupera por centrifugación; a la disolución se adicionaba cloruros, para oxidar el As^{3+} , y se la evaporaba hasta una concentración del 70% de H_2SO_4 obteniendo cristales de sulfatos de Zn y Cd, por último, se neutralizaba para precipitar FeAsO_4^- yeso para su disposición final.

Reynolds y Coltrinari, 1981, patentaron un proceso para el tratamiento de los polvos de fundición de Cu; lixiviaron en una primera etapa con H_2SO_4 en caliente, bajo presión de O_2 y en presencia de Fe^{3+} ; se recuperaban en disolución Cu, Zn, Cd, Ge y el As era precipitado como FeAsO_4 . El residuo se re-lixivió con cloruros (NaCl - CaCl_2 - FeCl_3) en caliente obteniendo en solución Pb, Ag, Au, Bi y Sb. Los residuos finales se lixiviaron con NaOH para recuperar el As y depositarlos en vertederos adecuados sin generar problemáticas medioambientales.

Sarkisyan, Burnazyan, Grigoryan, Torosyan y Arutyunyan, 1972, lixiviaron polvos de la etapa de conversión de Cu para producir disoluciones con contenidos de Cu, Zn, Cd, Fe y As. El Fe y el As se precipitaron como arseniato de Ca y Fe y el Fe residual se precipitó como



hidróxido; el Cu y el Cd se cementaron con Zn; la disolución resultante se evaporó para obtener ZnSO_4 . El Bi se recuperó de los residuos con una lixiviación ácida de NaCl y el Pb quedó en los residuos finales.

Bogacheva, Allabergenov, Ismatov, Dudnik y Kunbazarov, 1985, lixiviaron polvos de fusión a mata de Cu con soluciones de H_2SO_4 , con o sin presencia de CuSO_4 . La lixiviación se llevó a cabo en 2 h y a temperaturas de entre 35-98°C; la recuperación de As, Sb y Cu fue superior al 90% y los residuos contenían metales preciosos (Au y Ag) y Pb.

Galanin, Fedotova y Polukhina, 1966, lixiviaron polvos de fusión a mata de Cu con H_2SO_4 en rangos de 25-30°C de temperatura, durante 1 h, con una relación sólido:líquido de 1:4, la concentración de ácido fue de 10-15 g/L al inicio y al final el pH varió entre 3,8-4,2. Con este proceso se solubilizó el Zn, el Cd y el As; aumentando la temperatura de lixiviación entre 45-50°C aumentó la extracción del Cd y del Zn menos de 4% y la del As aumentó en un 50%. Mediante la adición a la disolución lixivante de permanganato de potasio, el As disminuyó su concentración en el filtrado final.

Gritt y Gebhardt, 1991, lixiviaron polvos de fundición de Cu con electrólito de refinería de Cu solubilizando el As, Cd, Mo, Zn, Cu, Fe y Bi, quedando el Pb en los residuos. El Cu se recuperó como sulfato mediante burbujeo de SO_2 y el As se precipitó con Ca y Fe; una segunda alternativa consistió en recuperar el As por extracción con disolventes y posterior cementación de Cu y una tercera alternativa consistió en la precipitación de As con Ca y Fe para estabilizarlo y precipitar el Cu como cemento.

Kunter y Bedal, 1992, usaron la lixiviación con HCl, para el tratamiento de los polvos de fundición de Cu, a bajas presiones y temperaturas (Proceso Cashman), para extraer los metales y para estabilizar el As como arseniato férrico (escorodita).

Jones y Milner, 1992, llevaron a cabo una lixiviación oxidante a presión, para el tratamiento de polvos de fusión a mata de Cu. La presión de O_2 fue entre 0,7-2,0 MPa, la temperatura entre 120-180°C y la concentración de NaOH varió entre 10-50 g/L; se separó el arseniato de Na con antimoniato de Na. La mata de Cu de tamaño inferior a 100 mallas se lixivió con H_2SO_4 , a una presión de O_2 igual a la otra lixiviación y a una temperatura entre 100-150°C. Las disoluciones de ambas lixivitaciones se mezclaron a temperaturas entre 60-100 °C, se



precipitaron las impurezas a pH entre 1,8-2,2 y, luego, se neutralizó con NaOH a pH de 3,5-5,0 y a temperaturas de 60-90 °C; de esta manera se precipitó el arseniato de Cu.

Boateng, 1991, patentó un proceso de varias etapas para el tratamiento de polvos de fundición de Cu; la etapa a) consistió en la formación de una disolución con As (H_3AsO_4); la etapa b) correspondió a la mezcla de dos disoluciones, una de la etapa anterior y la otra con CuSO_4 ; se neutralizó con NaOH hasta 3,5 de pH; en la etapa c) se calentó la disolución de la etapa anterior para precipitar arseniato de Cu y formar el Na_2SO_4 ; en la etapa d) se recuperó el arseniato; la etapa e) fue una lixiviación de los polvos con NaOH a 150°C, a una presión de O_2 de 2 MPa y por un tiempo de 1 h, para producir una disolución cruda de Na_3AsO_4 ; en la etapa f) las disoluciones de c) y e) se electrolizaron para producir H_3AsO_4 , NaOH y H_2SO_4 ; en la etapa g) se recuperaron los productos de la electrólisis, con el H_3AsO_4 se formó la disolución de la etapa a). El arseniato de Cu producido contenía un 8,5% de agua.

Khanov, Tsyganov y Azizov, 1983, lixiviaron polvos de fusión a mata de Cu con agua a 80°C y el residuo se lixivió con una disolución de H_2SO_4 al 4% y 80 °C para recuperar Cu y Mo.

Ke, Qiu y Chen, 1984, Ke y Qiu, 2000, lixiviaron polvos de fundición de Cu con H_2SO_4 a presión atmosférica y/o a altas presiones (en ausencia de oxígeno) y a 120-130°C. La disolución contenía As, Zn, Cd e In y en los residuos el Cu estaba como CuS, además, del Pb y del Bi. El As se eliminó junto con el Fe por oxidación y precipitación como arseniato férrico; el residuo se lixivió con ácido sulfúrico y cloruro de sodio para extraer el Bi y cementarlo con Fe.

Robles, Serna y Sandez, 1999, lixiviaron polvos de fundición de Cu con agua, con la disolución de una parte del cobre contenido y los residuos con una disolución de NaOH para después precipitar el As.

Vircikova y Havlik, 1999, Vircikova y Imris, 1995, lixiviaron polvos de la etapa de conversión de Cu con una solución de sulfuro de sodio para disolver el As y precipitarlo con diversos agentes (sulfato de Cu, ácido fosfórico con hidróxido de Ca, óxido de Ca y sulfato ferroso o férrico); una vía para la recuperación del arsénico es mediante su precipitación como arseniato de cobre o precipitarlo como un compuesto estable según las normas de la Agencia de Protección Ambiental (EPA) de EE.UU.



Doyle, Davis y Runnells, 1994, efectuaron pruebas en columnas con residuos del proceso Cashman aplicado a polvos de fundición de Cu. Los residuos no son inertes ya que las concentraciones de As (As^{5+}) en las disoluciones variaban en función de si la lixiviación se llevaba a cabo por lotes (100 - 300 mg/L) o en forma continua (1.000-1.400 mg/L); en los dos casos la fase predominante en el material era escorodita ($\text{FeAsO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). En las disoluciones el Cd y el Cu tendían a disminuir sus concentraciones con el tiempo y el Pb se estabilizó entre 200 mg/L, para las pruebas por lotes ($\text{pH} = 5,0$), y 1.300 mg/L ($\text{pH} = 4,0$) para las pruebas continuas; el Eh medido en las disoluciones no coincide con el par As(III)/As(V) o Fe(II)/Fe(III) .

Maltsev, Kholmanskikh, Sviridov y Sitnikova, 1985, estudiaron la absorción química del As sobre Cu o concentrados piríticos; las disoluciones procedían de la lixiviación de polvos de fundición de Cu con H_2SO_4 ; con ello se conseguía eliminar el 95% del As (temperaturas de 50-55°C) y recuperar el 98% del Cd (temperaturas de 40-45°C) al usar concentrados piríticos tratados superficialmente con pirolusita; en todo el proceso el pH variaba entre 1-2.

Takahashi y Toda, 1982, lixivieron en autoclaves polvos de fundición de Cu para producir disoluciones ricas en As y Cu y precipitarlos en medios alcalinos. La lixiviación se realizó a 120°C de temperatura, a una presión parcial de O_2 de 0,2 MPa y durante 3 h. El material lixiviado era una mezcla de los polvos y $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$, si predominaban los sulfuros, o una mezcla con H_2SO_4 si predominaban los arseniatos u óxidos.

Reynolds y Coltrinari, 1981, utilizaron autoclaves para lixiviar polvos de fundición de Cu con H_2SO_4 , luego la disolución obtenida se neutralizó; el residuo se lixivió en autoclave con sal. El residuo de esta segunda lixiviación en autoclave, conteniendo el 94% del As como escorodita, se lixivió con NaOH a 40°C de temperatura para producir Na_3AsO_4 , el cual cristaliza al disminuir la temperatura a 25°C.

Asahina, Hosokura y Hayashi, 1976, lixivieron polvos de la etapa de conversión del Cu con H_2SO_4 y NaCl y recuperaron el Bi cementando con Fe. El cemento de Bi era desplateado mediante el proceso Parkes y el Pb con el Zn eran eliminados mediante cloración a 500°C.



Gnatyshenko y Polyvyannyi, 1961, lixiviaron polvos de fundición de Cu con Na_2S ; en la lixiviación la concentración de Na_2S fue de 90 g/L, la temperatura de 90°C y la relación sólido-líquido de 1:5. Con este tratamiento se consiguió recuperar hasta el 91% del As.

Kennecott Copper Corp., 1981, patentó un tratamiento a presión para los polvos de fundición. Estos se mezclan con una disolución ácida de sulfato de hierro (II), realizándose la lixiviación a una temperatura de 140°C y con una sobrepresión de oxígeno de 7,3-10,3 Pa durante 1 h. Los rendimientos descritos son del 91 % para el caso del cobre e inferior a un 21 % para el arsénico; el contenido de este último metal en la disolución de lixiviación no supera los 2 g/L.

Hazen Research Inc., 1981, patentó un proceso para el tratamiento de los polvos de fundición de cobre con alto contenido de arsénico. El agente de lixiviación es, en este caso, una disolución ácida de FeSO_4 (2-4 g/L de Fe), la temperatura de 100°C empleando una sobrepresión de oxígeno de 7,3-10,3 Pa y el tiempo de ataque 3 h. En estas condiciones, se lixivia un 92% del cobre y un 6,7 a un 34% del arsénico, presente en la disolución en una concentración de unos 5 g/L. El arsénico no solubilizado está presente en el residuo como FeAsO_4 ; se estima que la solubilidad en disoluciones ácidas o alcalinas de este compuesto es $< 0,001$ g/L después de cinco días de lixiviación.

Pardo, 1988, propuso para el tratamiento de los polvos de fundición las siguientes etapas: a) Lixiviación del material a 90°C con H_2SO_4 y SO_2 o solamente con este último. b) Cristalización del arsénico como óxido de arsénico (III). Evidentemente, en este caso es necesario llevar a cabo una etapa previa de reducción del As (V) a As (III) mediante una inyección de SO_2 a la disolución de lixiviación. c) Eliminación o recuperación de otros elementos mediante precipitación.

Rivera y Morales, 1984, patentaron un proceso que consta de las siguientes etapas: a) Lavado del material de partida con agua a temperatura ambiente. En estas condiciones se pretende lograr la máxima solubilización de las especies sulfatadas. b) Lixiviación ácida del residuo de la etapa anterior. La disolución de lixiviación debe contener unos 160 g/L de ácido sulfúrico, realizándose esta etapa a 85°C y con un tiempo de reacción de 2 h. c) Lixiviación ácida y en medio Fe^{3+} . La disolución de ataque contiene sobre 180 g/L de ácido sulfúrico y



cerca de 45 g/L de Fe^{3+} ; la temperatura y el tiempo de lixiviación son semejantes a los de la etapa b). d) Precipitación del arsénico como arseniato de hierro (III). Esta etapa se lleva a cabo en autoclave en la que la disolución clarificada ácida presenta una relación molar $[\text{Fe}]/[\text{As}]$ cercana a 2,5. El tiempo de residencia es de 1 h, y otras variables son: temperatura 125 °C y PO_2 de aproximadamente 3,9-10,4 Pa.

Mohri y Yamada, 1976, lixiviaron polvos de fundición de Cu para recuperar PbSO_4 en los residuos y el Cu en las disoluciones; desde las disoluciones se recuperó el Cd como esponja, el Zn como $\text{Zn}(\text{OH})_2$ y el As se precipitó como FeAsO_4 .

En el proceso de Mohri y Yamada, como disolución de lixiviación se emplea 100 g/L de ácido sulfúrico a 90°C, con lo que se disuelve la mayor cantidad de los metales solubles y se obtiene un residuo más puro en sulfato de plomo. La lixiviación tiene un rendimiento de alrededor del 85% para cada uno de los metales (cobre, zinc y arsénico), mientras que el contenido de plomo en el residuo es del 50%. Este residuo se envía a un horno rotatorio para recuperar este último metal.

La disolución obtenida de la lixiviación se trata de forma que precipiten selectivamente los elementos metálicos presentes en la misma. La mayor parte del cobre precipita, en primer lugar, como CuS mediante adición de H_2S . La disolución resultante se neutraliza con CaCO_3 y el resto del cobre precipita como cemento utilizando hierro en polvo como agente cementante. La precipitación en dos etapas se hace con el fin de evitar la coprecipitación del arsénico junto al cobre al adicionar el H_2S . La disolución sin cobre se neutraliza a continuación hasta un valor de pH de 4,8.

Existen algunas iniciativas interesantes para el tratamiento de polvos de fundición de algunas divisiones de Codelco (Chile), con orientación a la recuperación del cobre y el abatimiento de arsénico. La División El Teniente, desarrolló un proceso para tratar los polvos recuperados por los precipitadores electrostáticos del sistema de manejo de gases de la fundición Caletónes (ver Figura 3.10). La división Chuquicamata trataba los polvos de fundición en una planta hidrometalúrgica (ver Figura 3.11) para recuperar el cobre y neutralizar el arsénico en los residuos de las operaciones de lixiviación, precipitando in situ como arseniato de fierro (Farias et al., 1993; Farias et al., 1993; Valenzuela et al., 2001).

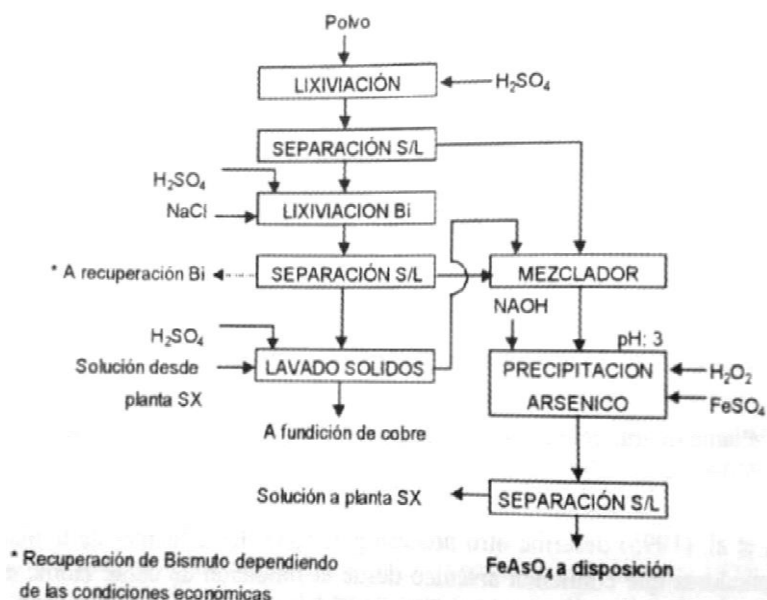


Figura 3.10 Planta El Teniente para el Tratamiento de Polvos de Fundición (Farias Et Al., 1993)

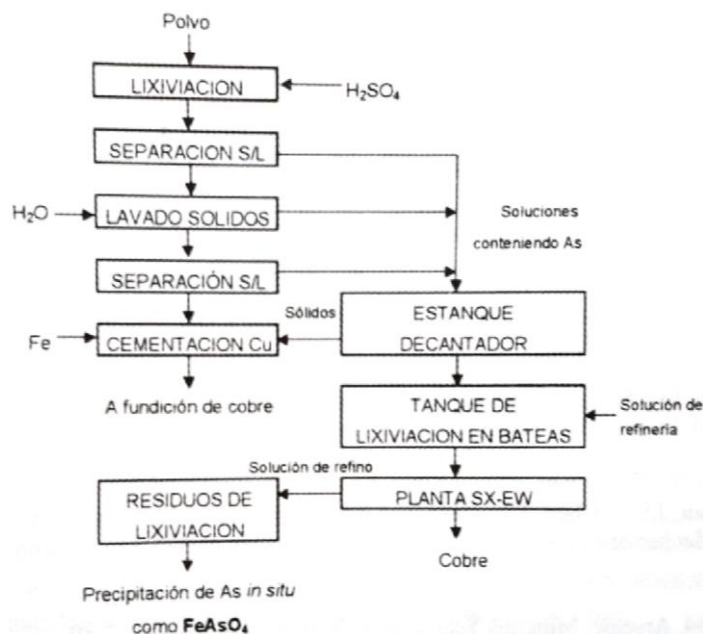


Figura 3.11 Planta Chuquicamata para el Tratamiento de Fundición (Farias Et Al., 1993).

El proceso LREW fue desarrollado comercialmente en el año 1917, para el tratamiento de concentrados de zinc, y el 85% de la producción mundial actual se la realiza con esta tecnología, el esquema general se muestra en la Figura 3.12, y como se conoce, el sulfuro de zinc en la tostación se oxida a ZnO favorablemente según la termodinámica; sin embargo, la presencia de hierro oxidado o como pirita a una temperatura elevada, ocasionan que se

formen compuestos denominados ferritas de zinc ($\text{ZnO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$). La lixiviación comprende dos etapas; la primera es la lixiviación neutra para extraer zinc soluble y precipitar impurezas como sílice coloidal, hierro, alúmina, etc., y una segunda etapa de lixiviación ácida en caliente que se realiza con el residuo y ferritas de la lixiviación neutra para obtener la máxima recuperación de zinc, utilizando electrolito gastado para oxidar el Fe (II) a Fe (III). En la lixiviación, la separación del hierro como $\text{Fe}(\text{OH})_3$ coloidal inviabiliza cualquier proceso de lixiviación ácida debido a que se debe elevar el pH de 1.7–1.9 hasta 3.5-5 y operar a temperaturas altas ($>90^\circ\text{C}$).

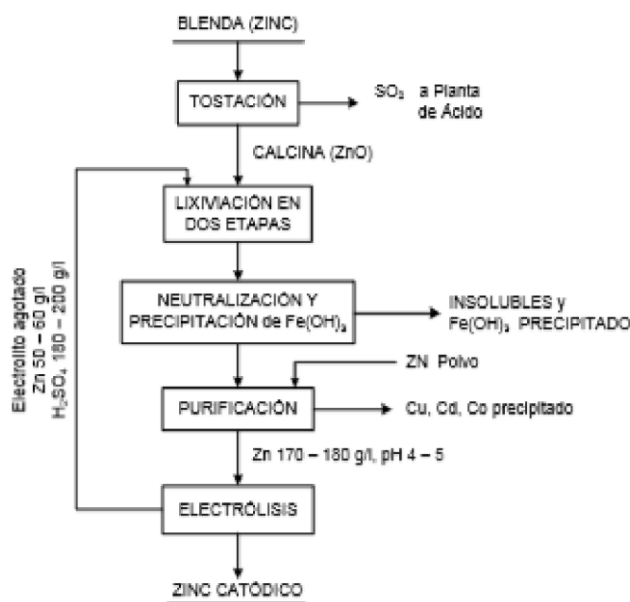
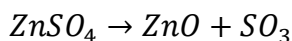
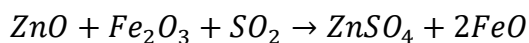
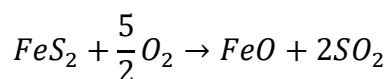
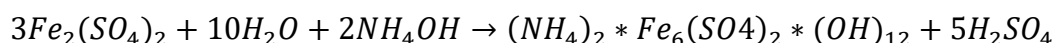


Figura 3.12 Diagrama de Flujo Básico del Proceso Electrolítico de Zinc (Morgan Et Al., 1985).

Por el problema anterior, en Bolivia se desarrollaron pruebas metalúrgicas en el horno ciclón de la Fundición de Vinto con ferritas procedentes de CENTROMIN Perú, estos experimentos tuvieron el objetivo de volatilizar plomo y zinc en forma de óxidos y la obtención de mata con la adición de pirita, esta adición ejerció una influencia en la descomposición de la ferrita de zinc de acuerdo a las siguientes reacciones (Weigel and Lema, 1981):



Los resultados de volatilización, realizado en horno ciclón con purga de gases en la parte inferior alcanzaron cerca del 90% de zinc y 95% de plomo en la mata, estos valores condujeron a conseguir una patente internacional (4292283 de Sep. 29, 1981). Por otra parte, el problema de las ferritas de zinc en la lixiviación convencional, fue resuelto por precipitación de la solución como jarosita (patente española, ampliamente practicado en Outotec de Finlandia) formada por la adición de NH_4^+ o Na^+ a 1,5 de pH y 90 °C, la reacción considerada es:



El flujo esquemático del proceso Jarosita para calcinas de zinc se muestra en el diagrama de la Figura 3.13

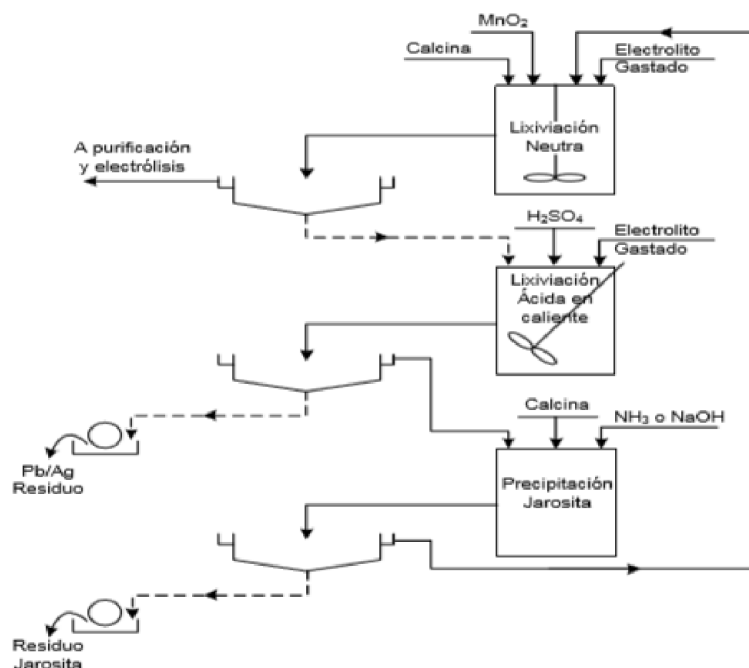


Figura 3.13 Diagrama De Flujo del Proceso Jarosita para Calcinas de Zinc (Morgan et al, 1985).

En el esquema anterior, es importante considerar que el residuo de la lixiviación ácida en caliente contiene cantidades de plomo y plata, y puede ser destinado al horno Kivcet en el caso de Bolivia. También en la etapa de precipitación de la jarosita debe controlarse el pH agregando calcina de zinc para evitar mayor formación de ácido sulfúrico según la última reacción, y regular la cantidad de hierro en la solución.

M. Gharabaghi, M. Irannajad y A. R. Azadmehr publicaron en el estudio “*Selective Sulphide Precipitation of Heavy Metals from Acidic Polymetallic Aqueous Solution by Thioacetamide*. *Industrial & Engineering Chemistry Research* (2012)” la separación selectiva y recuperación de Cu, Cd, Zn y Ni desde una solución polimetálica mediante la precipitación de sus sulfuros usando tio-acetamida fue investigada (Gharabaghi, 2011). La precipitación selectiva de los sulfuros metálicos se estudió en función del pH, tiempo de contacto y temperatura. Para valores de pH menores a 2,5 la precipitación del cobre es completa. La precipitación selectiva del cadmio, zinc y níquel, fueron realizadas a valores de pH de 4, 5,5 y 7,5, respectivamente. La temperatura tiene un efecto importante sobre la separación selectiva, y la recuperación de los precipitados metálicos aumento con el incremento de temperatura. La cinética de la hidrólisis de la tio-acetamida y sus energías de activación fueron calculadas en varias condiciones. Los precipitados de sulfuros metálicos se caracterizaron por difracción de rayos X (DRX) y microscopia electrónica de barrido (SEM), y los resultados muestran que los precipitados producidos tienen una alta pureza.

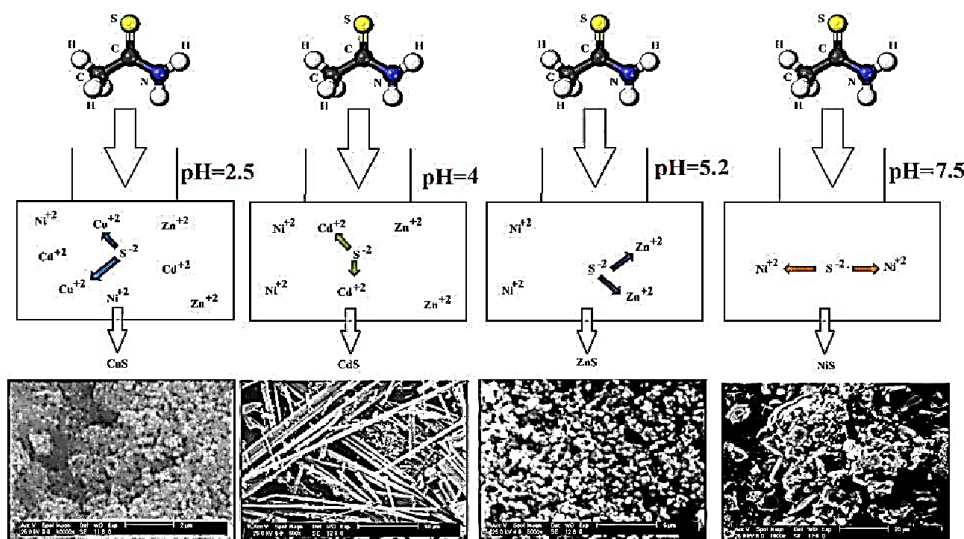


Figura 3.14 Precipitación selectiva de metales a diferentes valores de pH. Fuente: *Selective Sulphide Precipitation of Heavy Metals from Acidic Polymetallic Aqueous Solution by Thioacetamide* (Gharabaghi, 2012)

3.3.4 Procesos hidrometalúrgicos para tratamiento de arsénico en producción de cobre

El arsénico es bastante abundante en la corteza terrestre con una concentración cercana a las 5 ppm, hasta el día de hoy existen cerca de 300 arseniatos y minerales asociados (Escobar et

al. 1988). Varios de los minerales presentes en los yacimientos del país se encuentran formando sulfuros, óxidos y arseniatos (Según la tabla 3.5).

Tabla 3.5 Minerales de arsénico

Tipo	Nombre	Formula
Sulfuros de Cu-Fe-As	Enargita	Cu_3AsS_4
	Tenantita	$(\text{CuFe})_{12}\text{As}_4\text{S}_{13}$
	Arsenopirita	FeAsS_2
	Rejalgar	As_4S_4
	Oropimente	As_2S_3
Óxidos	Arsenolita	As_2O_3
	Claudetita	As_2O_3
Arseniatos de Cu-Fe	Olivenita	$\text{Cu}_2(\text{AsO}_4)\text{OH}$
	Escorodita	$\text{FeAsO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$
	Bukovskita	$\text{Fe}(\text{AsO}_4)(\text{SO}_4)(\text{OH}) \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
	Simplexita	$\text{Fe}_3(\text{AsO}_4)(\text{SO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$
	Sarmientita	$\text{Fe}_2(\text{AsO}_4)(\text{SO}_4)(\text{OH}) \cdot 5\text{H}_2\text{O}$
	Zikaita	$\text{Fe}_4(\text{AsO}_4)_3(\text{SO}_4)(\text{OH}) \cdot 15\text{H}_2\text{O}$

Inevitablemente el arsénico contenido en la alimentación de la fundición entra a contaminar las corrientes de los procesos pirometalúrgicos utilizados para extraer el cobre. El arsénico aumenta los costos de producción, interfiere en la extracción de cobre, deteriora la calidad del producto, genera riesgos ambientales y presenta problemas en el confinamiento de residuos generados (Riveros et al. 2001).

Es por esto que las operaciones como la tostación, fusión y conversión la mayor parte del arsénico es volatilizado As_2O_3 o As_2S_3 , los que en las plantas modernas son recolectadas en precipitadores electrostáticos o en torres lavadoras de gases.

Por una parte, el almacenamiento de polvos ricos en As_2O_3 puede presentar problemas a largo plazo debido a relativamente alta solubilidad en agua y a su también alta toxicidad, debiendo ser tratados para confinarlos en forma segura. Por otra parte, los efluentes de las plantas de lavado de gases están obligados a ser tratados para abatir el arsénico en una forma que pueda confinarse sin que se generen riesgos ambientales.

En las electrorrefinerías se requieren purgas para mantener el electrolito a concentraciones menores de 20g/L de As en las que en las celdas se recupera el cobre y se obtiene un barro arsenical. Por otra parte, en procesos de lixiviación el arsénico contamina las soluciones del



proceso. Lo anteriormente expuesto muestra que el arsénico debe ser abatido y dispuesto como un sólido estable el cual debe ser confinado cumpliendo la normativa chilena. Un resumen de los procesos utilizados para la remoción de As en solución es presentado en la tabla 3.6.

Tabla 3.6 Procesos de remoción de arsénico

Operación Unitaria	Producto arsenical
Precipitación	• Arsenitos y arseniatos de Ca • Arsenitos y arseniatos de Fe • Ferrihidritas arsenicales • Arseno-hidroxi-sulfatos • Sulfuros de As
Adsorción	• Ferrihidritas arsenicales • Hidróxidos de Al • Alúmina • Carbón activado • Otros adsorbentes
Intercambio iónico/osmosis inversa	• Solución intermedia

En CODELCO se han aplicado diferentes procesos metalúrgicos en las distintas faenas mineras. Algunas de ellas son

1. Procesos ATP en Chuquicamata

Este proceso consiste en una neutralización con cal en dos etapas pH 9 y 12, en reactores agitados seguida de un proceso de espesamiento y filtración. El producto es un queque con contenido de yeso y arsenito de calcio, más hidróxido de calcio en exceso.

2. Proceso PTPT para efluentes de lixiviación de polvos en El Teniente

Los polvos son transportados por camiones a la planta de tratamiento de polvos de fundición en donde son lixiviados con ácido sulfúrico y se obtiene una solución rica en cobre y arsénico. La parte sólida es sometida a lixiviación clorhídrica para extraer el bismuto. Luego de una separación sólido/líquido en un espesador los ripios son lavados. El rebalse de los espesadores es enviado a reactores agitados en los cuales se realiza la precipitación de arsénico (todo esto a pH 2,5), agregando soda, sulfato férrico y peróxido de hidrógeno. El PLS resultante se envía a un proceso de SX-EW



para recuperación de cobre, mientras que el sólido se filtra y se empaca en sacos para ser enviado al vertedero de residuos peligrosos.

3. Proceso PTE para limpieza de gases en El Teniente

Los efluentes de las dos plantas de limpieza de gases de el Teniente son tratados en plantas separadas (Planta de tratamiento de efluentes). Los dos efluentes utilizan un proceso similar que consiste en una precipitación de dos etapas. En la primera se utiliza lechada de cal y en la segunda se agrega sal férrica. Luego el precipitado se seca y se calcina en una atmosfera oxidante para ser dispuesto en saco y enviado al vertedero de residuos peligrosos.

La estabilidad al largo plazo de los residuos arsenicales es el factor más importante a tener en cuenta. A continuación, en la tabla 3.7 se presentan las características a largo plazo de distintos tipos de residuos.

Tabla 3.7 Estabilidad al largo plazo de residuos arsenicales

Compuesto de arsénico	Consideraciones de largo plazo
Ferrihidrita arsenical	• La deshidratación puede llevar inestabilidad. • Puede recrystalizar como goethita. • Posibilidad de reducción bioquímica de As(V) a As(III) y de Fe(III) a Fe(II). • Material voluminoso contiene bajas concentraciones de As.
Escorodita	• Material de alto contenido de arsénico, compacto y de baja solubilidad. • La escorodita es un mineral natural de alta ocurrencia lo que sugiere que es estable en el medio ambiente.
Arseniato de calcio	• Solubilidad intrínseca alta. • Los arseniatos de calcio pueden convertirse en CaCO₃ y especies solubles de As. • Con el tiempo el efecto tampón del exceso de cal se reduce por disolución y carbonatación y esto conduce a pHs más bajos y a un incremento en la solubilidad del As.
Escorias Arsenicales	• Estabilidad de largo plazo desconocida. • Se requiere condiciones altamente específicas para la incorporación de As dentro de escorias.



Cementos arsenicales	• La carbonatación de la cal en el cemento puede disminuir el efecto tampón y por lo tanto reducir el pH y movilizar el As. • La integridad física a largo plazo de los cementos arsenicales es desconocida.
----------------------	--

El test estándar para determinar la estabilidad de un compuesto es someterlo a una lixiviación en un test llamado TCLP (*toxicity Characteristic leaching procedure*) de la EPA estadounidense. Este test consiste en tratar el sólido en estudio con ácido acético para posteriormente determinar la disolución de elementos después de 18 horas.

Cabe destacar que los compuestos más estables como la scorodita pueden formarse por hidrólisis térmica si existen condiciones de temperatura y de composición adecuada de la solución.

Ha sido demostrado (Ugarte et al. 1992, Monhemius et al 1995, Swash et al. 1999) que en el sistema Fe(III)-As(V) existen varias fases. A temperaturas bajo los 90°C las fases sólidas tienden a ser amorfas. Estas fases se conocen como ferrihidritas en las que los iones de arsénico están adsorbidos un gel de hidróxido férrico. Si se aumenta la temperatura de reacción la cristalinidad de los precipitados también aumenta y a temperaturas mayores de 90°C los compuestos cristalinos predominan. Se ha demostrado también que las fases predominantes son función de la temperatura y de la razón molar Fe/As de la solución inicial. A 150-200°C y con razones molares Fe/As de 1,5 o superiores, se forma arseniato férrico hidratado cristalino idéntico al mineral natural scorodita ($\text{FeAsO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). A temperaturas sobre 200°C predomina una fase conocida como tipo dos esta fase es un arseno-hidroxi-sulfato férrico no hidratado que muestra un rango de estequiometría pero que puede representarse por la fórmula $\text{Fe}_3(\text{AsO}_4)_2(\text{SO}_4)(\text{OH})$. En soluciones en que la razón molar inicial Fe/As está cerca de la unidad y temperaturas sobre los 150°C, predomina la fase conocida como tipo uno que tiene la composición aproximada $\text{Fe}(\text{HAsO}_4) \cdot (\text{H}_2\text{O})$.

A pH neutro los arseniatos férricos, tanto los amorfos como los cristalinos, se convertirán finalmente en óxidos de hierro liberando nuevamente arsénico al ambiente, pero las diferencias en las velocidades son de varios órdenes de magnitud (Robins et al 2001).

La solubilidad de distintos precipitados se muestra en la tabla 3.8

Tabla 3.8 Solubilidad de precipitados Fe-As

Fase precipitada	Solubilidad TCLP (As mg/l en filtrado)
Escorodita	<5
Tipo uno	>5
Tipo dos	<5
Ferrihidritas	
Fe/As > 3/1	<5
Fe/As < 3/1	>5

3.3.5 Caso ECOMETALES: tratamiento de polvos y borras

La empresa Ecometales, filial de Codelco, ofrece soluciones ambientales a la minería y procesos para la recuperación de metales, se menciona en este informe ya que ha diseñado un desarrollo tecnológico patentado N°50.423/2014/Chile cotizado a nivel mundial denominado “AAA” que significa Abatimiento de Arsénico y Antimonio, el esquema se puede ver en la Figura 3.15. Desde el inicio de sus operaciones en 2007, la Planta de Tratamiento de Polvos (PTP) ha procesado más de 400 mil toneladas de polvos y ha recuperado 75 mil toneladas de cobre. Actualmente, esta planta procesa polvos provenientes de las Fundiciones Chuquicamata y Ventanas de Codelco (ver Figura 3.16).

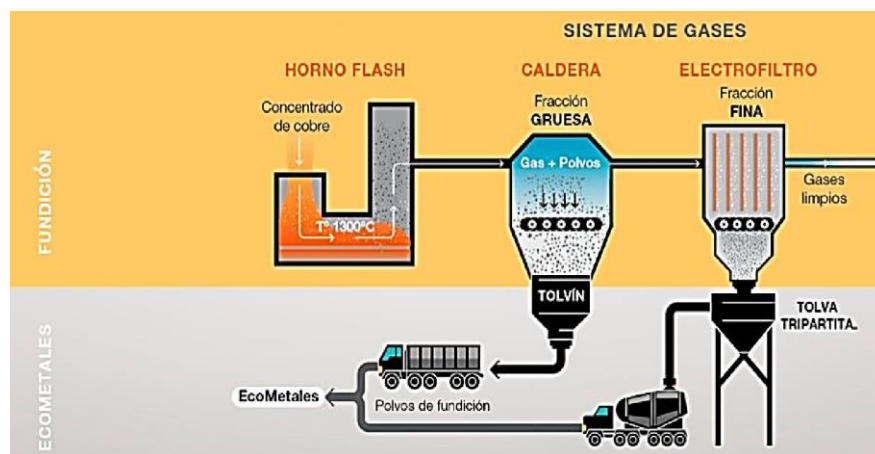


Figura 3.15 Generación de Polvos de Fundición, Captura y Transporte hacia Ecometales. Fuente: Informe Ejecutivo de los Resultados de Pruebas Experimentales del Proyecto Eureka (Mallea R. et al, 2018)

En la planta de lixiviación entran en contacto con ácido y agua, produciendo una solución rica en cobre, llamada PLS (Pregnant Leaching Solution).

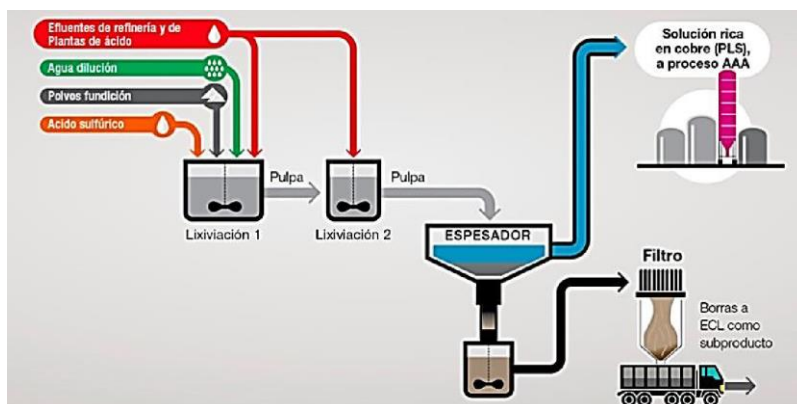


Figura 3.16 Proceso de Lixiviación de Polvos de Fundición y Recuperación de Cobre. Fuente: Informe Ejecutivo de los Resultados de Pruebas Experimentales del Proyecto Eureka (Mallea R. et al, 2018)

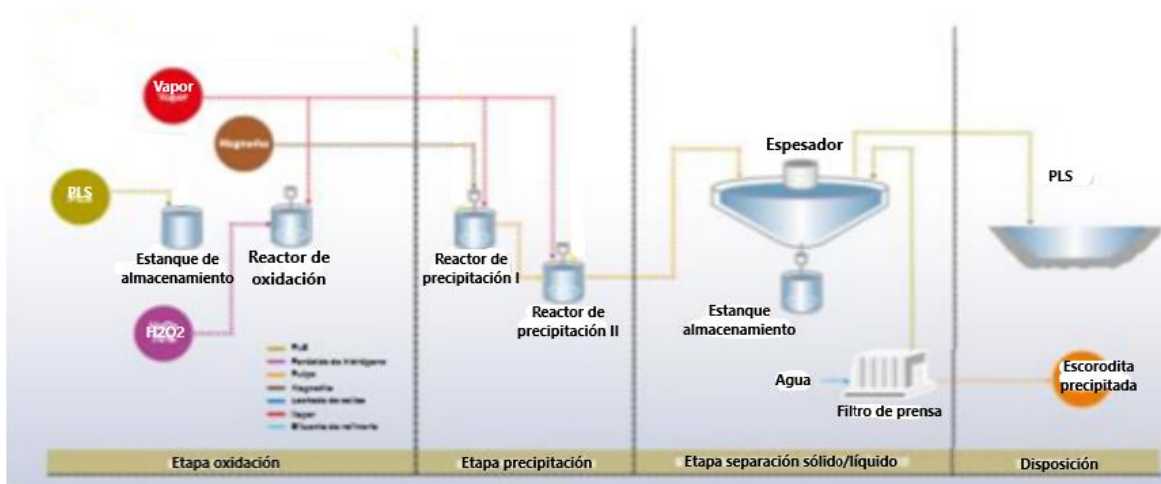


Figura 3.17 proceso de abatimiento de arsénico y antimonio (Ipinza, 2018)

Del proceso de lixiviación ácida de polvos y residuos de refinera se obtiene una solución rica en cobre (PLS), el que alimenta al proceso AAA, y, por consiguiente, se le realizan tres tratamientos de manera consecutiva, como señala el siguiente esquema:

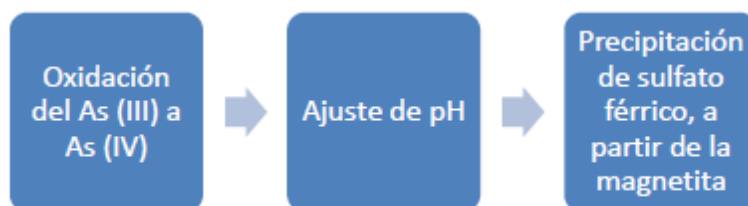


Figura 3.18 Proceso de Formación de Escorodita. Fuente: Informe Ejecutivo de los Resultados de Pruebas Experimentales del Proyecto Eureka (Mallea R. et al, 2018)



La oxidación se realiza añadiendo peróxido de hidrogeno, en la primera etapa de precipitación se ajusta el pH utilizando caliza, finalmente la precipitación de escorodita se consigue agregando sulfato férrico.

La precipitación de escorodita, se utiliza para soluciones con alto contenido de cobre, como es la solución rica en cobre (PLS), proveniente de los polvos de fundición y residuos o efluentes de refinería. Es una precipitación química en un medio ácido que tiene condiciones oxidativas. Es el único método que genera un residuo estable y sólido, que cumple con el Decreto Supremo 148/03. Entre sus ventajas se destaca que no genera un residuo peligroso, mientras que su desventaja, es que se debe adicionar oxidantes. Por lo general, este proceso se aplica en el tratamiento de polvos de fundición.

El PLS es enviado a través de una cañería de 11 kilómetros a las instalaciones de la División Chuquicamata de Codelco, en donde pasa a las etapas de extracción por solvente (SX) y electroobtención (EW), a fin de producir cátodos de cobre.

El residuo generado en el proceso de lixiviación, borras, es secado y acondicionado. Se está desarrollando un proceso complementario para extraer metales no recuperados en lixiviación ácida. En el marco del Proyecto Eureka (Chile-Alemania), se caracterizó la borra del proceso de recuperación de cobre de Ecometales, que tiene su génesis, primero, en los polvos generados de la fundición de concentrados de cobre, proceso que se realiza a alta temperatura (sobre 1.200°C). Luego, los polvos de fundición, son tratados en una lixiviación ácida enérgica, generándose en ésta las borras. Se infiere de lo anterior, los compuestos presentes en dicho residuo, debieran corresponder a compuestos sulfurados de los elementos básicos Pb, Cu, Zn y otros, y formando compuestos binarios polimetálicos, espineles y otros. Es decir, formando pseudo-compuestos. Este material de características vítreas, se caracteriza por la presencia de compuestos no estequiométricos y del tipo compuestos binarios, espineles, polimetálicos y otros de escasa información termodinámica. En este contexto, La borra es un material alterado técnicamente y genera compuestos sintéticos de difícil reconocimiento microscópico, ya que sufrió fuertes alteraciones que dificultan su caracterización mineralógica plena del germanio y los otros elementos.



La separación magnética de los compuestos formadores de la borra, conducta que podría reproducirse con los polvos de fundición de Chuquicamata que la generaron, señala que es posible una primera concentración del zinc en la fracción de hierro magnético.

3.3.6 Electroobtención magnética como método de eliminación de impurezas

Según lo establecido en “*Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology*” (E. Roux et al. 2008) se sabe que gracias a la tecnología EMEW® se puede recuperar cátodos de zinc de 99,995% de pureza disminuyendo (o eliminando) el uso de polvo de zinc en un circuito LX-SX-EW, esto gracias a una obtención temprana de cobre.

La planta Skorpion Zinc (ubicada en Namibia, África) posee un único proceso de refinación de lixiviación a temperatura ambiente provenientes de mineral tipo óxido/silicato, además, la planta también tiene zonas de extracción por solvente y *electrowinning* convencional para recuperar cátodos de zinc. La recuperación de zinc requiere una solución electrolítica de alta pureza, puesto que otros metales como el cobre, cadmio o níquel tienden a depositarse primero en condiciones de potencial eléctrico similares (Esto es debido a sus características químicas). Por lo que se tiene que velar por mantener las concentraciones de estos metales bajos los 50 µg/L.

Un diagrama simplificado del proceso es expuesto en la figura 3.19 La ley de cabeza del mineral es de 8-14% de Zinc. La etapa de conminución incluye hasta chancado terciario y una homogenización en *Stacker*. La lixiviación se lleva a cabo a 50°C donde se extrae un 96% del zinc, un 33% del cobre y concentraciones bajas de níquel y cadmio. La solución es llevada a un proceso de neutralización en espesadores para un posterior filtraje. El residuo de pastel lixiviado es llevado a una zona de lavado que es operada en un circuito cerrado de precipitación con sulfato de zinc básico (BSZ). Una parte del PLS es tratado para remover impurezas. El cobre es removido usando polvo de zinc, con el que se cementa y tras su posterior filtraje genera un pastel de cobre de bajo precio. Las concentraciones actuales de níquel no requieren cementación. El flujo neutralizado proveniente del espesador alimenta un proceso de extracción por solventes. En la zona de SX se generan 3 extracciones, tres lavados y 2 limpiezas donde se usa D2EHPA como solvente. EL zinc pasa de tener una carga de 35 g/L a 140 g/L en el electrolito cargado, donde las impurezas son diluidas en el orden



```
graph TD
    ROM[Mineral ROM] --> Chancado[chancado]
    Chancado --> Molienda[Molienda]
    Molienda --> LX[LX]
    Molienda --> Cementacion[cementación de Cu]
    PolvoZn[Polvo de Zn] --> Cementacion
    Cementacion --> TortaCu[Torta de Cu]
    FiltradoLibreCu[filtrado libre de Cu] --> Molienda
    LX --> Neutralizacion[Neutralización]
    Neutralizacion --> BZS[BZS]
    BZS --> Filtracion[filtración]
    FiltradoLavado[lavado] --> Filtracion
    Filtracion --> ResiduoLixiviacion[Residuo de lixiviación]
    Filtracion --> Espesado[espesado]
    Espesado --> SX[SX]
    Espesado --> UFL[U/F]
    UFL --> BZS
    SX --> EW[EW]
    SX --> Produccion[producción]
    SX --> SHG[SHG]
    SX --> Refino[Refino]
    Refino --> LX
    SX --> OPLS[O/F - PLS]
    OPLS --> SX
```

Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux E. et al, 2008).

En el EMEW® el flujo del electrolito pasa rápidamente por las celdas (ver figura 3.20) donde se deposita el metal de interés. Se requiere que el metal a extraer deba tener una baja concentración (menores a 1 g/L). Además, estas celdas permiten depositar el cobre en forma

de polvo o cátodo (dependiendo de la densidad de corriente utilizada) de forma bastante eficiente disminuyendo notoriamente los costos asociados por el uso de energía eléctrica. Este flujo rápido es diametralmente opuesto al flujo estancado y lento que se tiene en la electroobtención convencional.

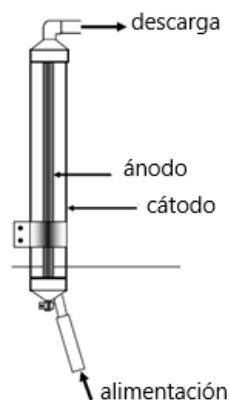


Figura 3.20 Vista perfil de EMEW Plate ®. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux. et al, 2008).

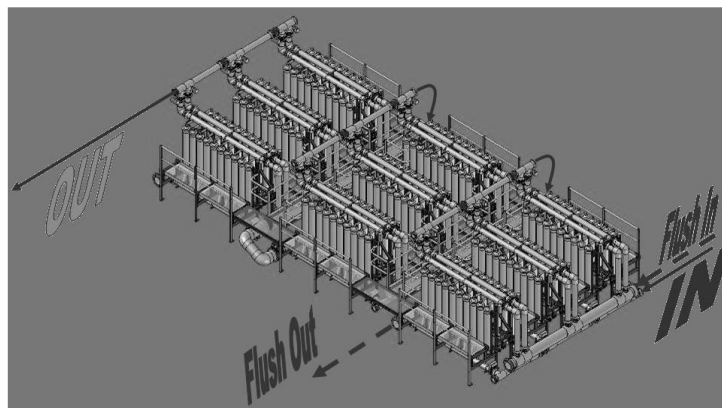


Figura 3.21 Visualización de una planta EMEW® Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux et al, 2008).

Un estudio a escala llevado a cabo en Vancouver entre la *University of British Columbia*, *Electrometals Technologies Limited* y *Skorpion zinc* demostró que el PLS y el refino de la planta de Skorpion eran viables para el proceso EMEW® dando los siguientes resultados;

Tabla 3.9 Resultados de la aplicación de EMEW Powder® para recuperar polvo de cobre. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux et al, 2008).

Pureza del polvo de cobre	99,8%
Contaminación del cadmio	<0,01%
Eficiencia de corriente	90%
Requerimiento de energía para PLS 160 A/m ²	2,5 kWh/kg
Requerimiento de energía para refinado 220 A/m ²	2,1 kWh/kg

Este estudio fue llevado a cabo con la implementación de celdas EMEW Powder® según lo expuesto en la figura 3.22

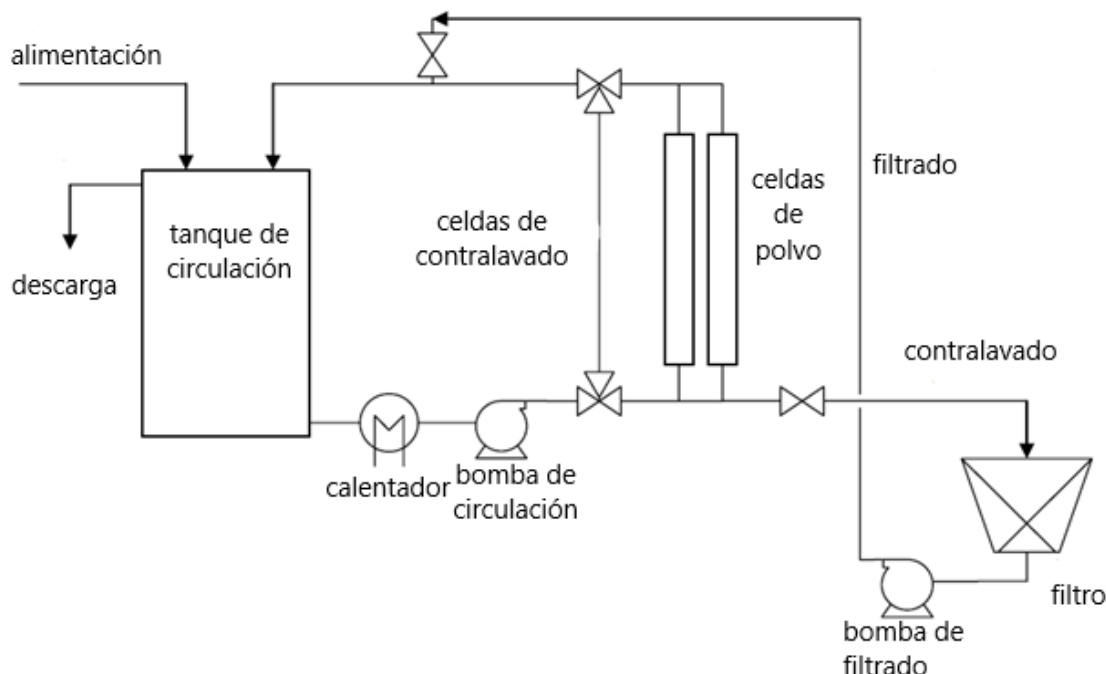


Figura 3.22 Diagrama de la planta piloto a escala utilizada para analizar la eficiencia y los resultados de la utilización de EMEW Powder®. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux et al, 2008).

Tras la implementación de la campaña piloto, se procedió a analizar los resultados de las concentraciones de impurezas en el PLS (Ver Figura 3.23), obteniendo resultados similares a los que ya se habían obtenido en el estudio a escala realizado. Además, se notó que tras un bajón inicial notable el voltaje continuaba descendiendo hasta estabilizarse 5 días después. Esta caída continua en el potencial se atribuyó a la disminución de cobre.

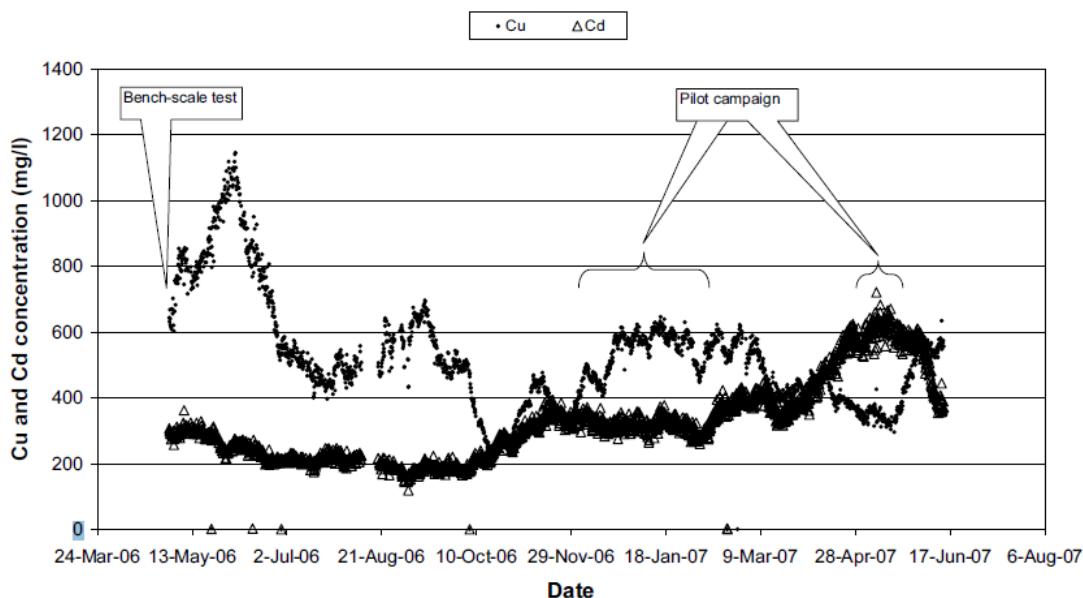


Figura 3.23 Resultados de concentración de impurezas en el PLS. Fuente: Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology (Roux et al, 2008).

También se observó la producción de cobre y el consumo nominal de energía en la planta

Ratio de producción de Cobre (kg/celda/día)	4,1
Consumo de energía para ánodos DSA (kWh/kg)	3,3
Consumo de energía para ánodos de plomo (kWh/kg)	6,6

Finalmente se demostró que aplicar la tecnología EMEW® puede remover el cobre de la solución de forma más costo-efectiva, debido a que en Skorpion redujo dichos costos a 9,1USc/lb desde 64,2USc/lb

3.3.7 Electrodiálisis reactiva

Un estudio realizado en la Universidad de Santiago de Chile buscó contrastar los resultados obtenidos entre electro obtención convencional y la electrodiálisis reactiva, este estudio se realizó con un electrolito de concentración de 85 g/L Zn^{2+} , 30 g/L Fe^{2+} y 180 g/L H^+ (Cifuentes, 2012). La celda del laboratorio constaba de agitación y para el caso de la electrodiálisis se usó una membrana selectiva de zinc. Se emplearon ánodos de Pb y IrO_2 (dióxido de iridio), mientras que el cátodo era de aluminio y acero inoxidable. Con la reacción anódica de oxidación de Fe^{2+} a Fe^{3+} , se logró una disminución de aproximadamente un 30% en el consumo energético, respecto de la reacción anódica convencional, para obtener una

misma cantidad de depósito catódico a iguales condiciones de concentración de zinc y temperatura, lo que representa para una empresa una significativa disminución del costo de producción.

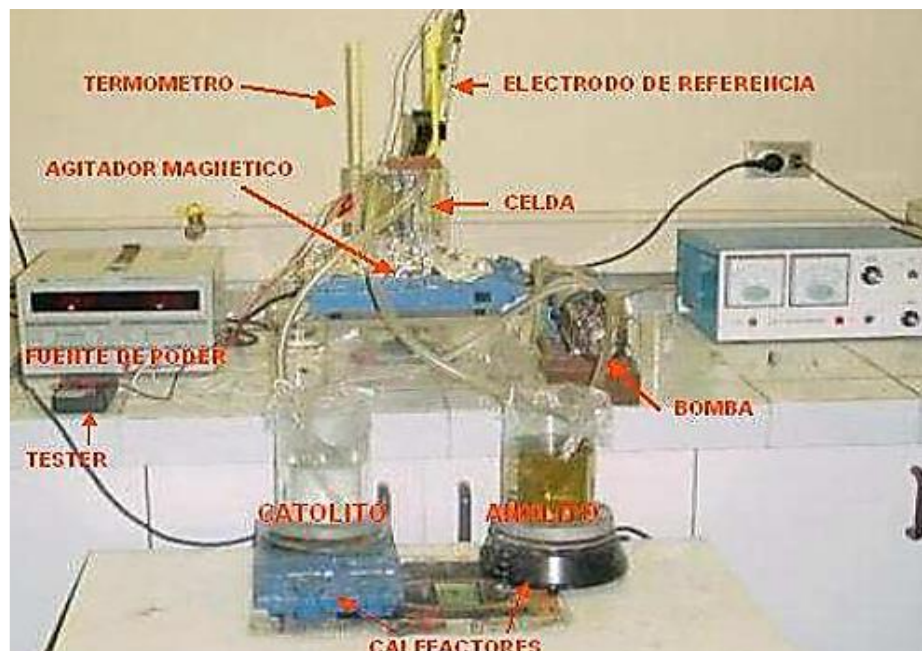


Figura 3.24 Montaje Experimental para la EW Convencional y EDR. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).

El potencial de celda al usar como reacción anódica la oxidación de Fe^{2+} a Fe^{3+} , tiene como máximo aplicable un valor de aproximadamente 3 V/ENH, que corresponde al potencial donde la reacción de descomposición del agua pasa a ser más abundante y no se justifica la aplicación de electrodiálisis bajo estas condiciones. Observaciones mostraron que el plomo no es buen material anódico para el electro obtención de zinc en medio ácido usando la oxidación del Fe^{2+} a Fe^{3+} como reacción anódica. Además, la cinética de la reacción de oxidación del Fe^{2+} a Fe^{3+} como reacción anódica es rápida, mostrando un aumento de la intensidad de corriente con un aumento del potencial aplicado y una tendencia a un ilímite de aproximadamente 400 A/m².

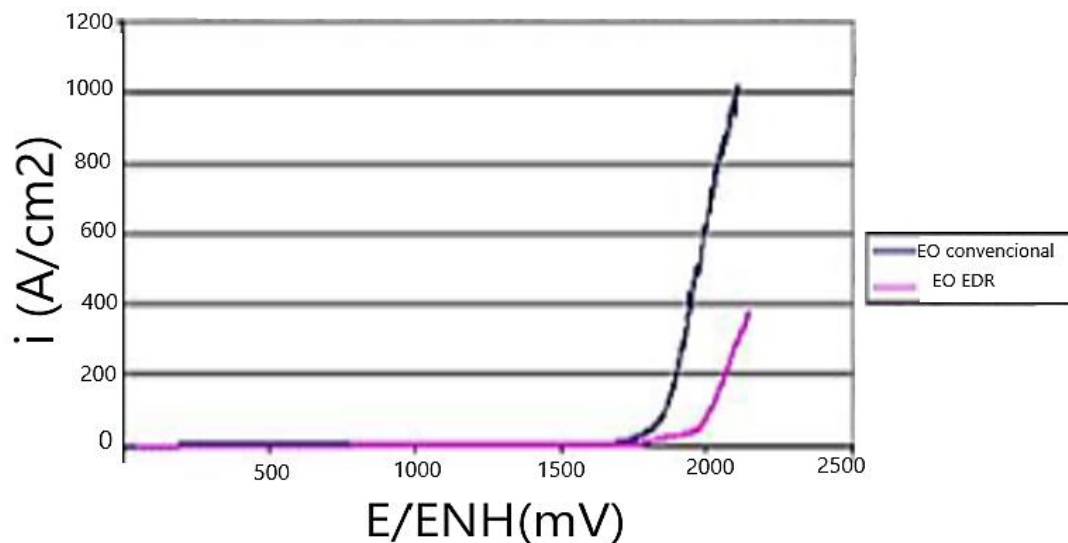


Figura 3.25 Voltametría Lineal Anódica Convencional con Ánodo de Superficie de Iro_2 A 25°C. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).

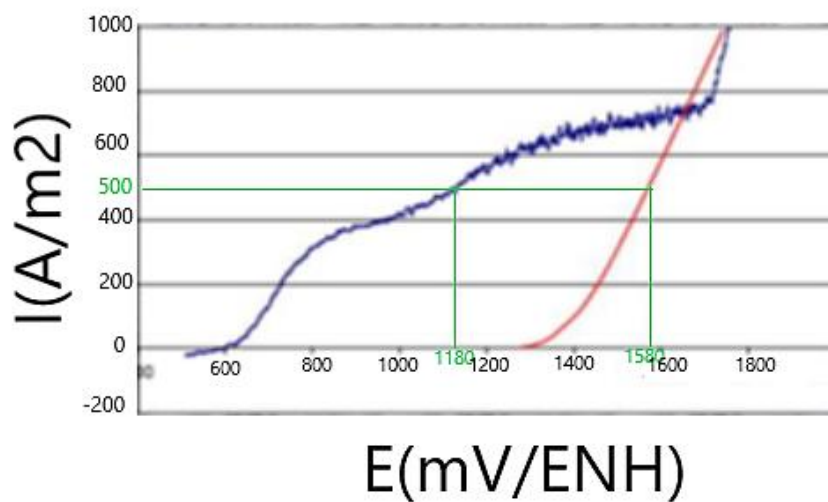


Figura 3.26 Voltametría Lineal Anódica de la Reacción $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ en EW del Zinc con Ánodo de Iro_2 Mediante ERD A 25°C. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).

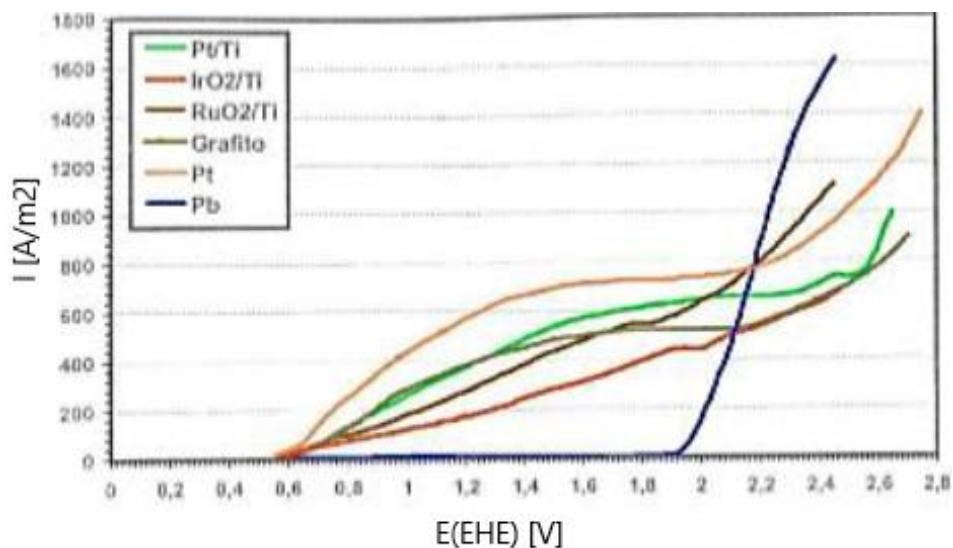


Figura 3.27 Cinética de Oxidación del Ion Ferroso a Férrico con Diferentes Ánodos. H_2SO_4 : 0,5 M; $FeSO_4$: 1 M; 600 rpm; 25 °C. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).

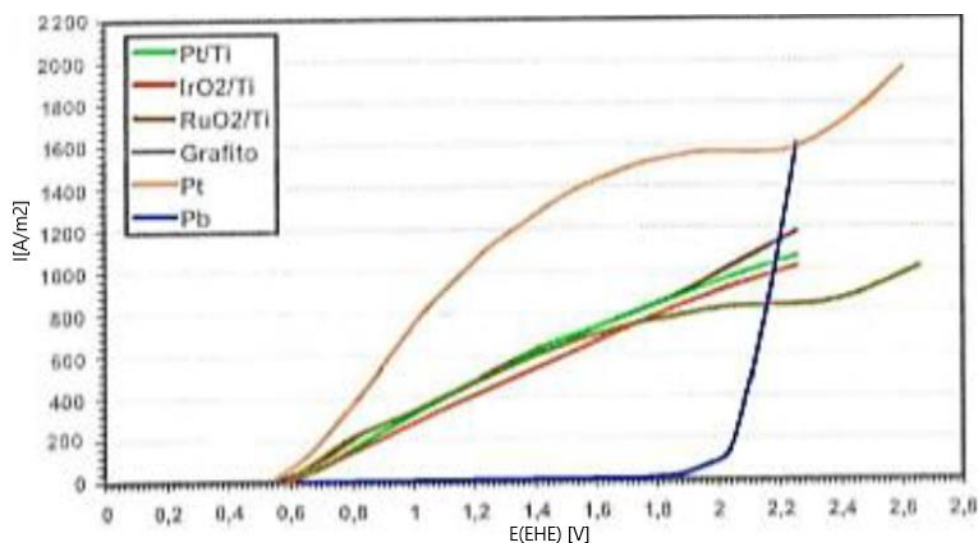


Figura 3.28 Cinética de Oxidación del Ion Ferroso a Férrico con Diferentes Ánodos. H_2SO_4 : 0,5 M; $Feso_4$: 1 M; 600 rpm; 50 °C. Fuente: Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva (Cifuentes, 2012).

La reacción anódica en electro obtención convencional del zinc es poco sensible a la agitación, por lo cual se logra deducir que el control del proceso es por transferencia de carga. La electrodiálisis de zinc en medio ácido, usando como reacción anódica la oxidación del



Fe^{2+} a Fe^{3+} , es muy sensible a la agitación por lo que la cinética inicialmente está bajo un control mixto y después bajo un control por transferencia de masa (difusión).

Existe un óptimo en la concentración de Fe^{2+} aproximadamente 30 g/L, para el proceso estudiado. El electro obtención de zinc en medio ácido mediante electrodiálisis usando la reacción $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$ como reacción anódica, tiene efectos positivos respecto del proceso convencional, en la disminución de la energía aplicada, para valores sobre 0,06 g/L de Fe^{2+} . La eficiencia de corriente catódica, fue similar en la electroobtención convencional y en EDR usando la oxidación de Fe^{2+} a Fe^{3+} como reacción anódica. El flujo de electrolito en este sistema debe ser suficiente como para mantener agitada la celda y no permitir que se formen gradientes de concentración en el anolito de $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$. Los términos resistivos de la electrodiálisis de zinc con anolito de $\text{Fe}^{2+}/\text{Fe}^{3+}$, en conjunto, son de menor magnitud que los términos resistivos de la electroobtención convencional de zinc. Mediante el cambio de reacción anódica, de la convencional a la oxidación de Fe^{2+} a Fe^{3+} , se elimina el problema de generación de niebla ácida.



CAPÍTULO 4. MATERIALES Y MÉTODOS DE TRABAJO

4.1 EQUIPAMIENTO EXPERIMENTAL

- Medidor de pH Thermo scientific® sensibilidad $\pm 0,01$
- Agitador Dragon Lab® OS20-Pro
- Bomba de presión Boeco® R-300
- Balanza digital Winkler® sensibilidad 0,01[g]
- Balanza digital Revel® sensibilidad 0,0001[g]
- Espectrómetro láser Fritson
- Estufa EDEMET
- Agitador Magnético JKI

Las figuras de estos equipos se encuentran adjuntas en el capítulo Anexo 8.1

4.2 MATERIALES E INSUMOS

a) Reactivos

- Ácido sulfúrico p.a. (H_2SO_4).
- Hidróxido de sodio p.a. (NaOH).
- Agua destilada.

b) Insumos

- Vasos plásticos.
- Vasos de precipitado Boeco® 100 [mL]
- Vasos de precipitado Boeco ® 250 [mL]
- Vasos de precipitado Boeco ® 400 [mL]
- Vasos de precipitado Boeco ® 600 [mL]

- Picnómetros de 25[mL]
- Botellas plásticas de 100 [mL]
- Bandejas de metal
- Matraz de Erlenmeyer Schott® de 1[L]
- Probetas Hirschmann® de 100[mL]

4.3 PREPARACIÓN DE MUESTRAS REPRESENTATIVAS

Las muestras son solicitadas a ENAMI-Paipote por medio de la empresa Foster Ingeniería S.A. Las muestras son representativas de cada uno de los orígenes, cada muestra tiene un peso aproximado de 100 g (primer envío) y 1 kilogramo (segundo envío). Cada una de estas muestras fue sacada directamente de su fuente por ENAMI y enviados por ellos a Fostering y posteriormente a la Universidad Técnica Federico Santa María (Campus Santiago San Joaquín).



Figura 4.1 Muestras de polvos sobre las 200 mallas (en el primer envío)



Figura 4.2 Muestra de Polvo CPS antes de homogeneizar.

Las muestras para poder ser utilizadas en los experimentos requieren ser homogenizadas. Esto se consigue roleando las muestras 20 veces para luego ser cuarteadas. Finalmente se separan 20 gramos de muestra para posteriormente ser utilizados en los experimentos, cabe resaltar que como se aprecia en la figura 4.2 existen algunos segmentos de polvo que son más bien como rocas de tamaño considerable. Estas son separadas y molidas en mortero. Todo esto se lleva a cabo en el laboratorio de ICMIN.

4.3.1 Obtención de muestras representativas para procedimientos y caracterización de polvos.

Para este procedimiento se deben tomar muestras representativas provenientes desde distintos lugares de la fundición ENAMI-Paipote.

- 1 muestra de polvo de aproximadamente 1 [kg] desde un convertidor Pierce-Smith.
- 1 muestra de polvo de aproximadamente 1 [kg] desde un convertidor Teniente.
- 1 muestra de polvo de aproximadamente 1 [kg] desde los tolvinos.



- 1 muestra de polvo de aproximadamente 1 [kg] desde un horno eléctrico en el sector Miljo de la planta.
- 1 muestra de polvo de aproximadamente 1 [kg] desde un convertidor teniente en el sector Miljo de la planta.

Las muestras fueron selladas en bolsas plásticas, las que fueron enviadas a Foster Ing, y posteriormente llevadas a la Universidad Técnica Federico Santa María para incluirlas en el estudio.

4.3.2 Homogeneización y caracterización de la muestra

Con el fin de realizar una serie de experimentos que permitan caracterizar las muestras (pH, distribución granulométrica, características físicas y químicas, entre otras), estas deben ser correctamente homogeneizadas. Para llevar a cabo esto, es necesario rolear y cuartear las muestras de forma individual (o sea cada muestra de polvo de forma independiente), esto se realiza en un nylon transparente de 50x50[cm], se realiza un roleo de 20 movimientos y luego se separa la muestra de 20 gramos (sacando dos muestras de 10 gramos de cada extremo opuesto cuarteado). Estos 20 gramos se definieron con el fin de trabajar en la lixiviación agitada con un Cp de 20%.

Para el caso de los compósitos de polvos se volvió a mezclar los polvos con el fin de volver a homogeneizar la muestra.



CAPÍTULO 5. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

5.1 RESULTADOS A PARTIR DEL ANÁLISIS DE LA BIBLIOGRAFÍA

El menor valor del precio de mercado del zinc respecto del precio del cobre, hace necesario tener presente en la selección de las operaciones unitarias, aquellas que reporten el menor costo de inversión y de operación. Un segundo factor de tipo técnico, corresponde a la granulometría típica de estos polvos finos y ultrafinos, que dificultan su tratamiento en procesos convencionales para granulometrías más gruesas, afectando su eficiencia y real eficacia.

En efecto, no existe una tecnología de flotación que permite una recuperación aceptable de partículas ultrafinas en especies de zinc. La más cercana para este tipo de producto serían las celdas neumáticas que operan con valores tan bajos como 50 μm , pero el uso de porcentajes de sólidos en peso del orden de 20% para asegurar la selectividad, conlleva un alto uso de agua fresca. Además, se requiere un alto consumo de una base para llevar a valores cercanos a 10, requeridos para la flotación de minerales del zinc.

Existen varios procesos pirometalúrgicos y otros combinados con hidrometalurgia, que permiten la obtención de resultados satisfactorios en términos de recuperación del zinc, pero requieren una alta inversión y es exigible el tratamiento de los gases generados para su aplicación industrial.

El uso de tecnologías hidrometalúrgicas resulta más atractivo para el caso de ENAMI, por la posibilidad de disponer nuevos rípios en los actuales botaderos de rípios. Además, la obtención de soluciones de cobre, como producto secundario, permitiría hacer uso de la capacidad de SX-EW que posee actualmente la planta de lixiviación. Asimismo, de alto interés para ENAMI, es evitar la disolución del oro/plata desde los polvos, razón por la que el rípio rico en estos metales preciosos, se enviará a la fundición para mezclarlo con el concentrado de cobre de la Planta Matta.



5.2 Análisis de los resultados experimentales de lixiviación a escala de laboratorio

5.2.1 Análisis granulométrico

La primera actividad experimental corresponde a la distribución granulométrica, esto se hizo puesto que las granulometrías ultrafinas generan dificultades en los procesos metalúrgicos tales como el filtrado y espesamiento (separación sólido/líquido).

Para determinar la granulometría se llevó a cabo un tamizaje rot-up para cada uno de los polvos. El proceso se realizó por 15 minutos en mallas que van desde las #25 hasta las #200 (obedeciendo la regla de raíz de 2).

Tabla 5.1 Granulometría de los polvos de fundición mediante la técnica de tamizaje en rot-up

Malla	% Masa retenida acumulada por polvo				
	Convertidor Teniente	Convertidor Pierce-Smith	Tolvines	Miljo Convertidor Teniente	Miljo Horno Eléctrico
#25	44,18	7,96	13,52	1,75	1,10
#35	52,82	18,10	21,33	6,88	2,40
#50	64,47	43,44	39,47	29,49	27,91
#70	72,01	63,34	54,67	50,41	34,61
#100	80,11	82,71	72,31	70,15	43,85
#140	90,64	94,53	88,57	84,10	63,47
#200	97,98	99,69	99,04	95,10	86,82
#-200	100	100	100	100	100

En este procedimiento se observó que los polvos Miljo He y Miljo CT tendían a unirse en pequeñas bolas de polvo de diámetro cercano a 1-2 [mm] haciendo que no todo el polvo bajara hasta la granulometría correspondiente, por lo que se buscaron alternativas en el análisis.

El polvo se separó en dos partes, la fracción gruesa sobre las 200 mallas y la fracción fina bajo las 200 mallas, para complementar y corroborar la información de la tabla 5.1. A la fracción bajo las 200 mallas se le aplicó espectrometría granulométrica con láser. Para esto se utilizó un espectrómetro láser Fritson y se obtuvieron los siguientes resultados (Ver tabla 5.2). Se nota que la granulometría más fina es del horno eléctrico en el sector miljo, por lo que se debe intentar minimizar la cantidad de este polvo al momento de generar un compósito

de polvos. Aun así, la mayor parte de los polvos presentan una granulometría relativamente buena para los procesos de lixiviación agitada.

Las distribuciones granulométricas se muestran en las figuras 5.1 y 5.2, para tamaños de partícula menor a 200 micrones y para mayores a 200 micrones, respectivamente. Puede observarse que la granulometría más fina se encuentra asociada al polvo proveniente del horno eléctrico (Miljo HE, en color amarillo), mientras que la granulometría más gruesa se encuentra asociada a la muestra de polvo del CPS. Este resultado se refleja en los P_{80} , D_{10} y D_{50} indicados en la tabla 5.2

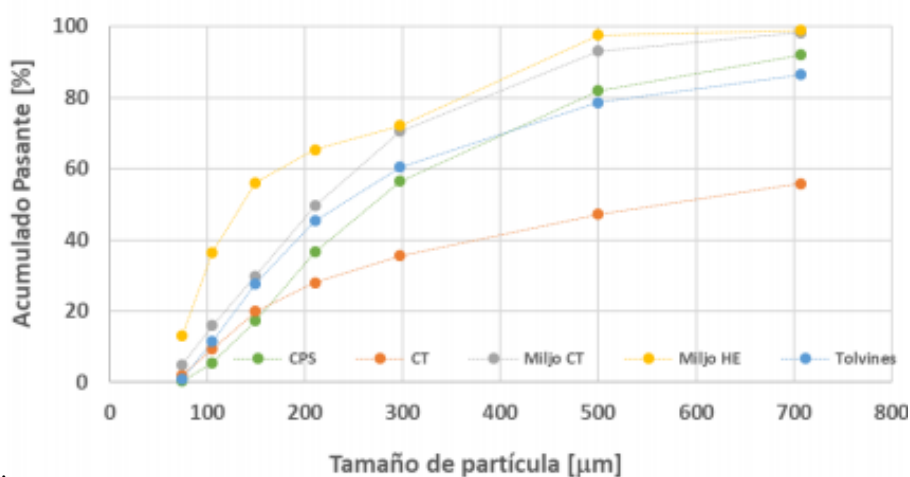


Figura 5.1 Distribución granulométrica fracción sobre #200.

Tabla 5.2 Granulometría polvos de fundición mediante técnica de espectrometría laser.

	Convertidor Pierce-Smith	Convertidor Teniente	MILJO Convertidor teniente	MILJO Horno Eléctrico	Tolvines
Tamaño en micrones del P_{80}	48,7	32,7	32,7	3,3	44,1
Tamaño en micrones del D_{10}	2,73	1,83	1,01	0,15	0,83
Tamaño en micrones del D_{50}	32,73	13,38	21,99	1,11	12,11

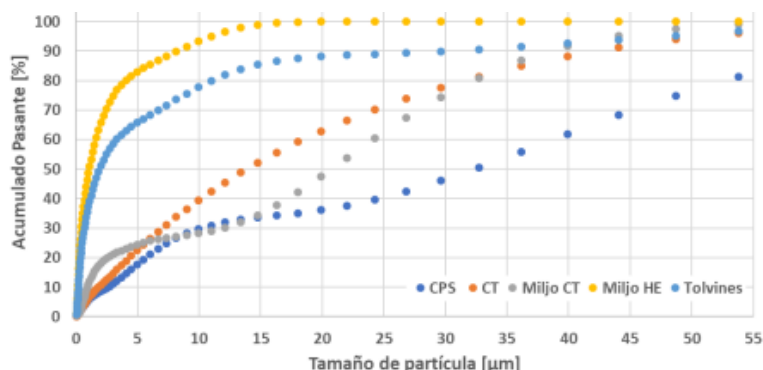


Figura 5.2 Distribución granulométrica fracción bajo #200

Aplicar un modelo matemático permitiría predecir las futuras granulometrías del mineral además de obtener valores de P_{80} y F_{80} . Se aplica el modelo de Gates-Gaudin-Schumann (G-G-S) que se adapta mejor a granulometrías finas, obteniéndose la figura 5.3.

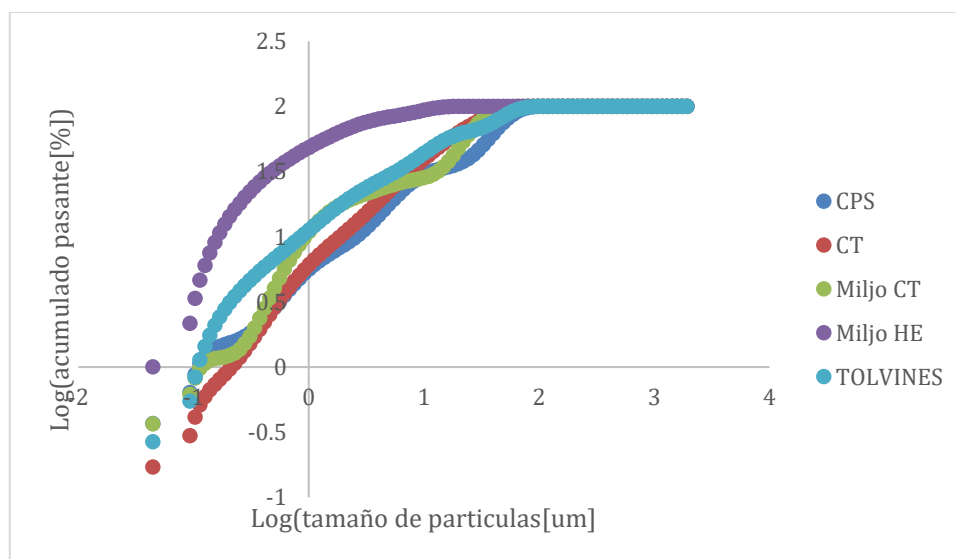


Figura 5.3 aplicación G-G-S para las distribuciones granulométricas bajo la malla #200

Las curvas permiten a través de la linealización determinar las funciones de las distribuciones granulométricas de cada polvo que se indican en la tabla 5.3.

Tabla 5.3 Funciones lineales de la distribución granulométrica de cada polvo mediante la aplicación de G-G-S

Polvo	Ecuación controlante
CPS	$\text{Log}(F(x)) = 0,5297\text{Log}(x) + 0,7191$
CT	$\text{Log}(F(x)) = 0,5687\text{Log}(x) + 0,6955$
MILJO CT	$\text{Log}(F(x)) = 0,5069\text{Log}(x) + 0,8216$
MILJO HE	$\text{Log}(F(x)) = 0,2438\text{Log}(x) + 1,4956$
Tolvines	$\text{Log}(F(x)) = 0,4497\text{Log}(x) + 0,9591$

5.2.2 Pruebas de pH

Se realizaron varias lixiviaciones de los polvos con agua destilada a pH natural, agua con pH 1 y una mezcla de agua y ácido sulfúrico con una concentración de 160[g/L]. En estas pruebas, se puede observar que la recuperación de metales en una lixiviación agitada a un tiempo de 30 min, es bastante similar sin importar el medio con el que se lixivió el polvo. Esto indica la alta solubilidad de los compuestos de zinc en estos medios y también la acidez natural de estos polvos que durante el proceso de fusión quedaron expuestos a los gases ácidos del horno.

Se realizó un proceso de medición de pH de los polvos, para esto se utilizó 80 mL de agua destilada (pH=5,66) para lixiviar 20 g de polvo (esto se hizo para cada polvo) en un vaso precipitado durante 30 min. Los resultados obtenidos (Ver Tabla 5.4) muestran que todos los polvos con excepción del Miljo HE tienen un pH ácido.

Tabla 5.4 Resultados de pH de los polvos

Muestra	pH natural
Convertidor Pierce-Smith	4,74
Tolvines	4,54
Convertidor teniente	4,02
Miljo Convertidor teniente	1,01
Miljo Horno eléctrico	7,16

El objetivo de esta prueba es determinar que polvos tienen un pH cercano a 1,5 y 4,0 debido a que en estas condiciones se realizan los procesos convencionales de recuperación de metales base, tales como el zinc y el cobre.

5.2.3 Análisis químico y formación de compósitos de polvos

Los polvos de fundición tratados presentan la composición química mostrada en la tabla 5.5. Con el objetivo de maximizar las ganancias y disminuir el impacto ambiental, se debe priorizar obtener la mayor recuperación de zinc y cobre, junto con minimizar la disolución de metales pesados Pb, Cd, As. El volumen másico de polvo generado fue entregado directamente por ENAMI.



Tabla 5.5 Contenido químico de cada tipo de polvo de fundición

Origen	Volumen másico [t/mes]	Cu [%]	Zn [%]	Ag [g/t]	Au [g/t]	Cd [%]	As [%]	Pb [%]
Convertidor Pierce-Smith	75	56,63	4,38	191,6	6,36	0,00	0,08	0,67
Convertidor Teniente	75	28,92	6,15	88,67	5,35	0,00	0,99	0,91
Tolvines	100	22,37	11,23	83,47	5,36	0,00	1,12	1,56
Miljo CT	700	7,14	19,84	58,53	1,13	1,23	3,55	2,45
Miljo HE	140	2,04	58,62	27,36	0,25	0,00	0,07	1,02

Luego de recibir los datos provenientes de ENAMI-Paipote se observó que la cantidad de cobre total en los polvos es altamente significativo, por lo que también se estudió el contenido y potencial económico de este metal sin perder el foco en la recuperación del zinc como prioritaria.

A partir del análisis de los datos consignados en la tabla 5.5 se obtuvo que la mejor forma de compositar los polvos para su tratamiento metalúrgico es utilizar todo el material proveniente de las zonas Pierce-Smith, Convertidor Teniente, tolvines y Miljo HE; mientras que los polvos provenientes de Miljo Teniente debiesen utilizarse en la menor cantidad posible, esto es debido a que tienen la menor cantidad porcentual de metales de interés y la mayor cantidad de contaminantes. Otra alternativa es utilizar la totalidad de los polvos generados. Esto basado netamente en que la cantidad de cobre total es directamente proporcional a la cantidad de cobre soluble en los polvos. El no conocimiento del cobre soluble en los polvos no permite estimar con exactitud el compuesto ideal de polvos.

En caso de utilizar la totalidad de los polvos es bastante recomendable tratar por una vía aparte el MILJO Convertidor Teniente debido a que es el único que presenta cadmio y este metal debe ser abatido, debido a que teniendo la misma valencia que el ion de zinc, se deposita preferencialmente en los cátodos durante la EW.



Tabla 5.6 Cantidad total mensual de metales de interés y contaminantes contenido en los polvos

Volumen másico [t/mes]	Zn [t]	Cu [t]	Ag [g/t]	Au [g/t]	Pb [t]	Cd [t]	As [t]
1090	230,58	131,94	71.073,70	2.114,30	20,74	8,49	26,34

Debido a la alta variación de los tonelajes de cada polvo producido en el tiempo, se optó por la siguiente fórmula de mezcla: 70 t de polvos provenientes de CPS, 70 t de polvos provenientes de CT, 90 t de polvos provenientes de tolvines 130 t de polvos provenientes de Miljo He y 690 t de polvos provenientes de Miljo CT. Lo que implica un diseño preliminar de la planta con capacidad de tratamiento de 1050 t/mes de polvo.

Para el compósito experimental que fue lixiviado, se llevan proporcionalmente estos valores a gramos, considerando un total de muestra de 20 g. Esto lleva a que el compósito experimental tendrá: 1,75 g de CPS; 1,75 g de CT; 2,25 g de tolvines; 3,25 g de Miljo He y 11 g de Miljo CT.

Para la homogeneización del compósito se sigue el protocolo indicado en el capítulo 4.3.2.

5.2.4 Consumo de reactivos en las etapas de lixiviación y precipitación

El experimento de consumo de reactivos consta de 2 partes, la primera es llevar una solución acuosa a pH 1,5 mediante la adhesión de ácido sulfúrico y la segunda es elevar a 4 el pH de esa solución acuosa mediante el uso de hidróxido de sodio.

Para la acidificación de 100 ml de agua destilada hasta un pH= 1,5 se necesita añadir 1,5 ml de una solución con la concentración de 160 g/L de H_2SO_4 , lo que se traduce en que por cada 100 mL de agua destilada son requeridos 0,24 g de ácido sulfúrico.

Para producir un viraje del pH desde 1,5 a 4, se requiere la adición de 19,75 g de una solución de NaOH (0,25 M).

El objetivo de esta experiencia es determinar los consumos de reactivos y los costos asociados a la adición de H_2SO_4 y NaOH en los criterios de diseño de la planta de recuperación de zinc.

5.2.5 Determinación de la densidad absoluta de los diferentes polvos de fundición

Las densidades absolutas de los diferentes tipos de los polvos se determinan usando la técnica de picnometría. Para realizar este se realizan mediciones de la masa de cada polvo en una balanza de alta precisión, seguido del picnómetro vacío (que se definió como m_v), del picnómetro con polvo (que se definió como m_p), del picnómetro con polvo y agua (que se definió como m_{ap}), y finalmente el picnómetro lleno de agua (que se definió como m_a).

Mediante la ecuación 5.1 se determinan las densidades de cada polvo, que se reportan en la tabla 5.7. Considerando una densidad del agua de 1 g/cm^3

$$\delta(\text{Densidad}) \left[\frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \right] = \frac{m_p - m_v}{m_p - m_v + m_{ap} - m_a} \quad (\text{Ecuación 5.1})$$

Tabla 5.7 densidad de los polvos según la ecuación de 4.1

Polvo	Densidad [g/cm^3 o t/m^3]
Convertidor Pierce-Smith	5,97
Convertidor Teniente	4,49
Tolvines	6,20
Miljo Convertidor Teniente	4,80
Miljo Honro Eléctrico	5,20



Figura 5.4 pesada del picnómetro con polvo (Polvo tolvines)



Figura 5.5 pesada de picnómetro con polvo (Polvo CT)

En el laboratorio se observaron las siguientes evidencias:

- En el tamizaje en rot-up los polvos Miljo HE y Miljo CT formaron “gránulos” de polvo por lo que no todo el material bajó hasta la malla que debiese. Esto también sucedía en los momentos previos al roleo y cuarteo, esto se aprecia con claridad en la figura 5.9
- La lixiviación del polvo Miljo He con presencia de ácido sulfúrico a 160 g/L genera una reacción exotérmica que aumenta la temperatura en el vaso precipitado, donde además se nota la generación de vapor de agua (esto ocurre incluso en la lixiviación a 60°C).
- En el proceso de decantación de sólidos en suspensión el que ocurre posterior a la etapa de lixiviación y antes de la etapa de filtración, se pierde también una parte de la recuperación de cobre debido a que este cobre se cristaliza como sulfato de cobre.
- Los polvos Miljo CT y Miljo HE en la etapa de filtrado generan una especie de capa de baja porosidad que impide a las bombas de vacío recuperar todo el electrolito, esto se debe a la granulometría extremadamente fina.
- La mayoría de los polvos presentan pH ácido producto de las especies generadas en contacto con los gases ácidos en los procesos pirometalúrgicos.

- En la preparación de las muestras se observaron grandes aglomerados de polvo (Ver figura 4.2) que podían dañar el vaso o simplemente no entrar en él, por lo que antes del proceso de lixiviación fueron devueltas a las bolsas de empaquetado.
- Las primeras lixivitaciones (temperatura ambiente) ocurrieron en invierno por lo que la temperatura del laboratorio era de aproximadamente 13-16°C mientras que las ultimas (60°C y compósitos) transcurrieron en noviembre con temperaturas que rondaban los 25°C en el laboratorio.

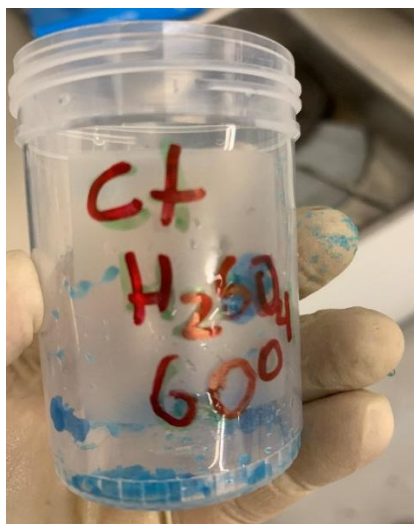


Figura 5.6 Imagen de cristalización de cobre posterior al proceso de decantación de sólidos.



Figura 5.7 Imagen de cristalización de cobre posterior al proceso de decantación de sólidos.

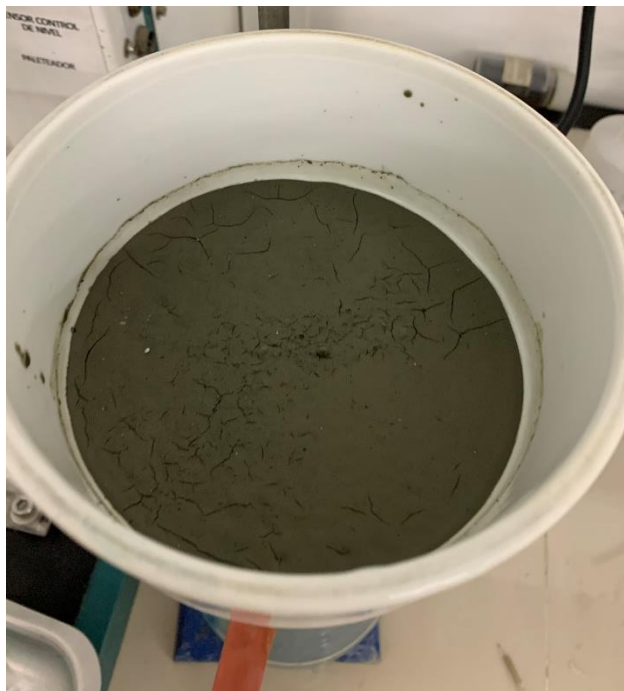


Figura 5.8 Capa de baja porosidad del polvo lixiviado de Miljo HE en el proceso de filtración.

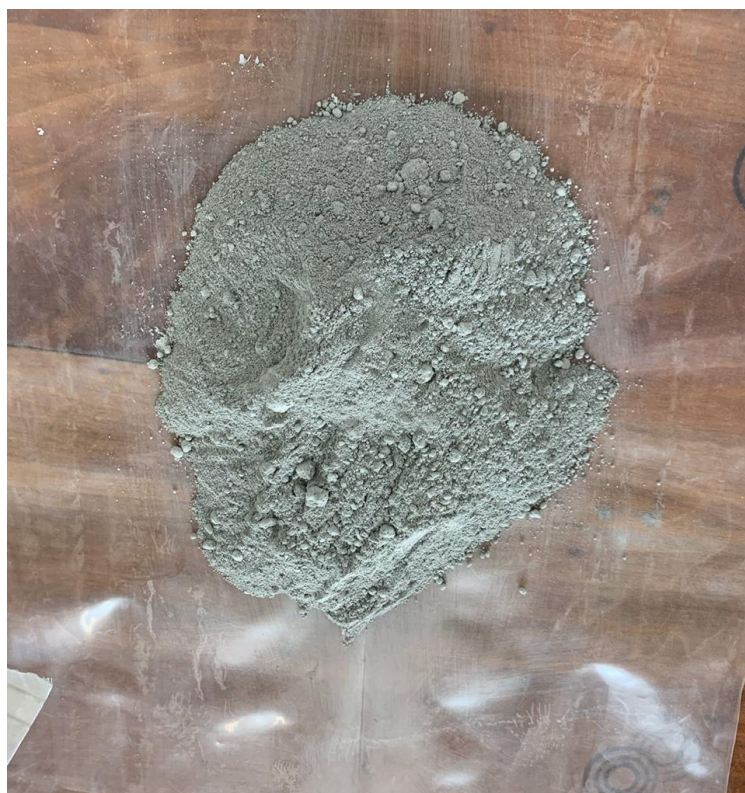


Figura 5.9 Polvo Mijo HE previo al roleo y cuarteo, se aprecia gránulos de polvo formados

5.3 ANÁLISIS DE LAS PRUEBAS DE LIXIVIACIÓN

La lixiviación agitada a escala de laboratorio de los distintos polvos de fundición, usando tres soluciones lixiviantes (ver tabla 5.10) se estudió usando un porcentaje de sólidos de 10% y pH natural y temperatura ambiente, logrado con la mezcla de polvo, cuya composición química se indica en la tabla 5.8, y una solución ácida proveniente de la planta de lavado de gases, con una composición mostrada en la tabla 5.9, la que no indica la concentración de Cd. La tabla 5.8, muestra un alto contenido de cobre tanto en el compósito de polvos como en la solución ácida, seguida por la concentración de zinc que es significativa en ambas fuentes. El aporte de arsénico también es relevante y se prevé que el cadmio también debe serlo, debido a que solo la solución ácida reporta 0,64 g/L.

Tabla 5.8 . Concentración de las especies de interés contenidas en el compósito de polvos de fundición.

Elemento	Contenido (%)
Cu _{total}	41,92
Cu _{soluble}	17,87
Zn	4,29
Fe	2,21
As	0,36
Cl	0,01

La tabla 5.9, muestra la composición química de la solución ácida proveniente de la planta de tratamiento de gases de la fundición de Paipote. Su posible utilización en el proceso de lixiviación de los polvos permitiría no solo contribuir con las especies de valor sino también con el ácido necesario para la lixiviación agitada del compósito de polvos.

Tabla 5.9 Composición de la solución de lavado de gases de la fundición de ENAMI-Paipote

Elemento	Valor	Unidad
Cu	5,45	g/l
Zn	19,55	g/l
Fe	1,63	g/l
As	3,22	g/l
Cd	0,64	g/l
Cl	2,30	g/l
H ⁺	268,50	g/l



La tabla 5.10, muestra la cantidad de agua destilada mezclada con la solución ácida. Estos ensayos se realizaron para evaluar el efecto de los iones contenidos en el agua ácida, así como el pH, sobre la cinética de extracción del zinc, cobre y hierro.

Tabla 5.10 Soluciones ácidas sintéticas para la lixiviación agitada del compuesto de polvos

Lixivante/experimento	Agua destilada [ml]	Solución ácida [ml]
1	225	75
2	300	0
3	0	300

La cinética de lixiviación agitada fue del tipo magnético, usando un porcentaje de sólidos en peso de 10% (38 g de polvo), temperatura ambiente, con 6 h de lixiviación. Durante la lixiviación se tomaron alícuotas de solución a los 30 min, 1 hora 20 min, 2 horas 50 min, 4 horas 20 min y a las 6 h, para análisis químico por los elementos de interés económico.

Las pruebas muestran que, al cabo de 1 h de lixiviación agitada, se logra extraer cerca de un 85% de cobre soluble, 95% del zinc y 55% del hierro contenido en el compuesto de polvos de fundición. Para el caso del cobre el mejor agente lixivante es el uso de la solución ácida o bien la mezcla de la solución ácida con agua destilada. Para el zinc, la mayor extracción se puede asociar al lixivante de solución ácida y agua destilada. La extracción de hierro es del orden del 55% cuando se emplea el lixivante solución ácida y agua destilada. Estos resultados de extracción de especies son significativamente mayores al que se esperaría en relación con la composición química de los polvos, que contienen una fracción relevante de cobre insoluble. Esta conducta podría explicarse por el tipo de agitación, en la que el elemento magnético produce una limpieza superficial por abrasión evitando la pasivación por azufre u otros compuestos de naturaleza insoluble.

Es interesante notar que las menores extracciones de Zn, Cu y Fe, se obtienen con el agua destilada, mostrando el efecto positivo del pH ácido en la extracción de estos metales desde el polvo de fundición.

Las Figuras 5.10, 5.11 y 5.12 muestran una alta solubilidad de los compuestos de cobre, zinc y hierro, que harán necesario definir una ruta de procesos que permita obtener una solución concentrada en zinc y libre de otros iones que lo acompañan. De acuerdo con los antecedentes teóricos los principales componentes de este polvo compositado serán del tipo sulfato, con una rápida cinética de lixiviación en medio ácido y a temperatura ambiente. También, de

acuerdo con la teoría es probable una rápida disolución de los compuestos de arsénico y de cadmio que reportarían en el PLS.

A pesar de que los resultados entregan información fidedigna respecto al comportamiento de los polvos en las pruebas de lixiviación, el compósito como tal no es representativo de la composición metálica general de los polvos. Debido a que en promedio la ley de zinc generado mensualmente es de 22%, mientras que como se ve en la tabla 5.1 el compósito utilizado tiene una ley de zinc de 4,29%. Por esta razón se tomará como base la información de la recuperación de metales 85% de Cu y 97% de Zinc al cabo de 30 minutos con una solución de agua y solución ácida.

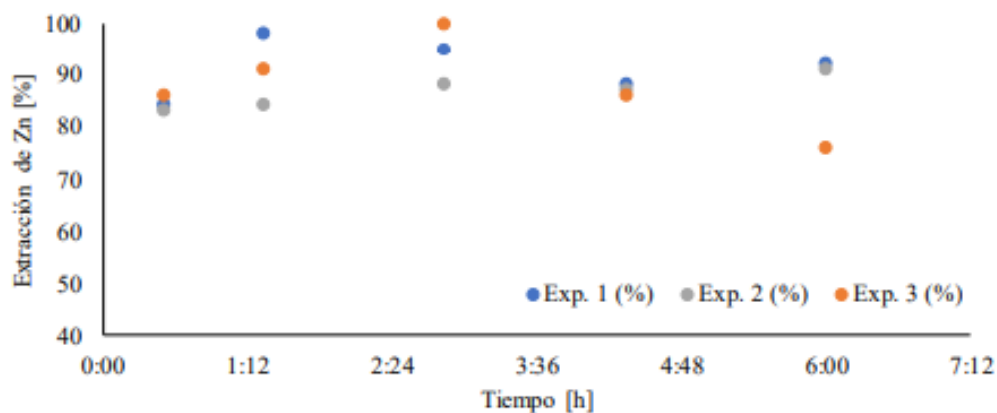


Figura 5.10 Cinética de extracción de zinc usando tres medios lixiviantes diferentes

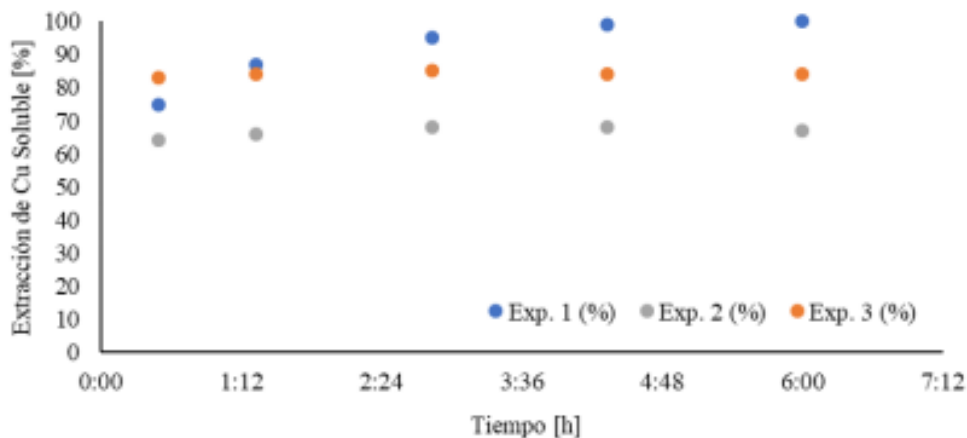


Figura 5.11 Cinética de extracción de cobre soluble usando tres medios lixiviantes diferentes

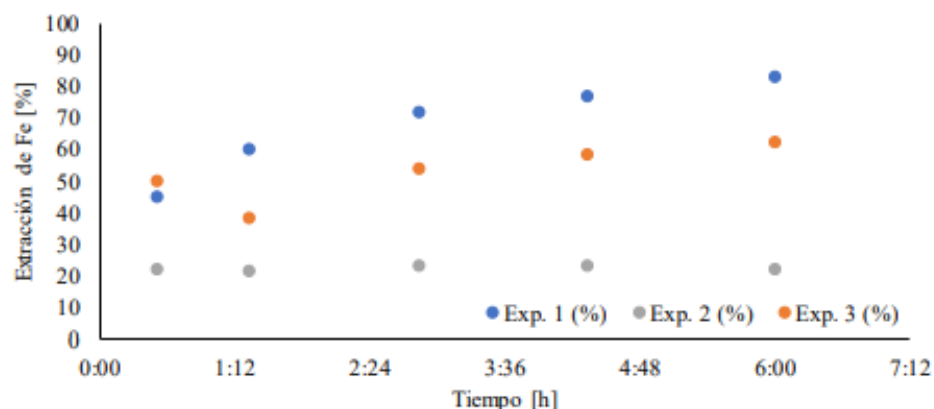


Figura 5.12 Cinética de extracción de fierro usando tres medios lixiviantes diferentes.

5.4 EFECTO DEL USO DE LA SOLUCIÓN ACIDA PROVENIENTE DE LA PLANTA DEL TRATAMIENTO DE GASES.

La producción diaria de la solución de ácido sulfúrico de ENAMI-Paipote es de 100 m³/d, la cual tiene dos procedencias: i) un lavador y ii) la torre quench. La solución ácida se compone de 40% del lavador y 60% de la torre quench (ver Figura 9.12 en Anexos). El análisis metálico los elementos metálicos de este es clave puesto que, para determinar el uso de esta solución, es necesario que los iones aportados no afecten negativamente la recuperación de cátodos de zinc. Para esto se analizó la concentración de los elementos que aportan los metales de interés y las impurezas contenidas en la solución ácida producida mensualmente.

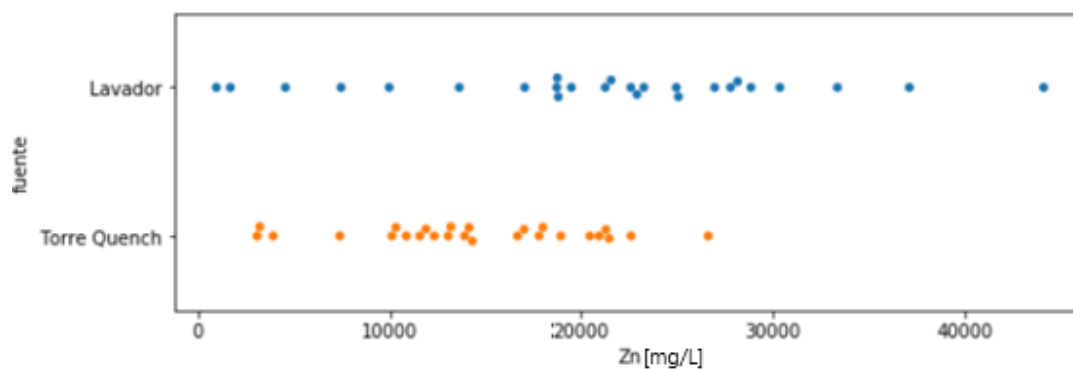


Figura 5.13 Distribución de la concentración de zinc para el periodo enero 2017-marzo 2019

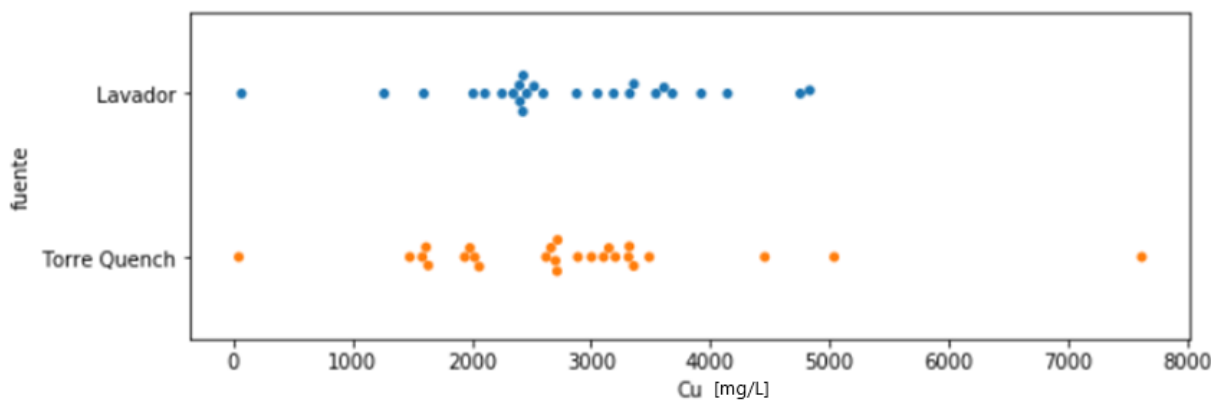


Figura 5.14 Distribución de la concentración de cobre para el periodo enero 2017-marzo 2019

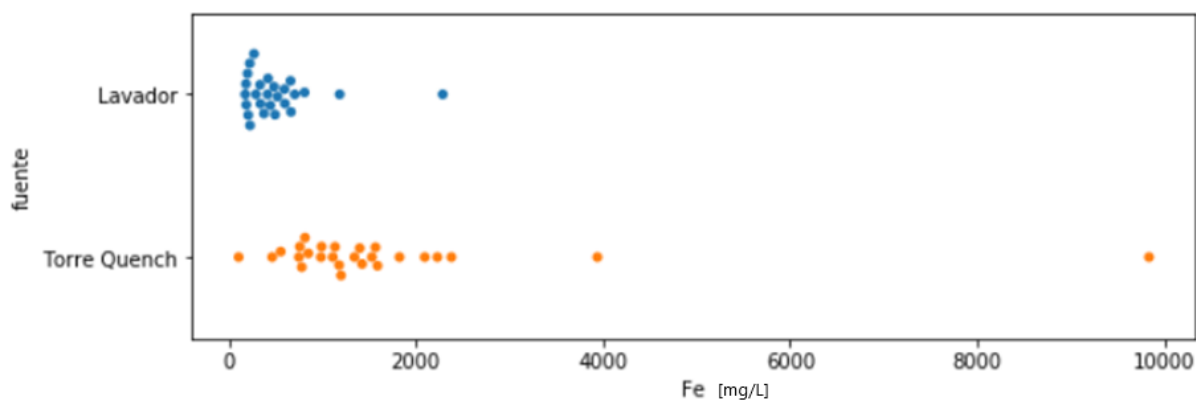


Figura 5.15 Distribución de la concentración de fierro para el periodo enero 2017-marzo 2019

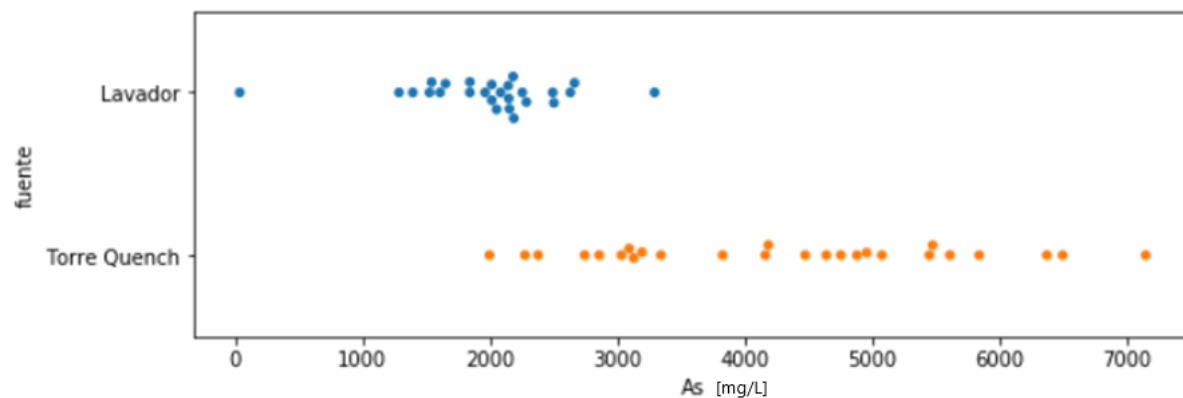


Figura 5.16 Distribución de la concentración de arsénico para el periodo enero 2017-marzo 2019

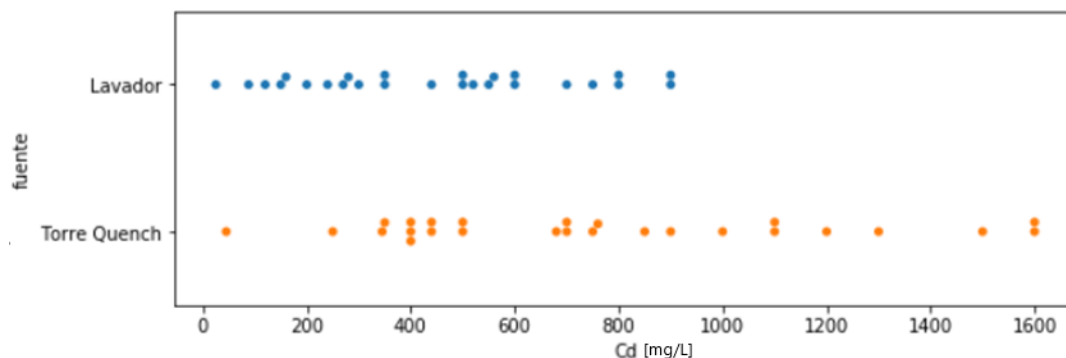


Figura 5.17 Distribución de la concentración de cadmio para el periodo enero 2017-marzo 2019

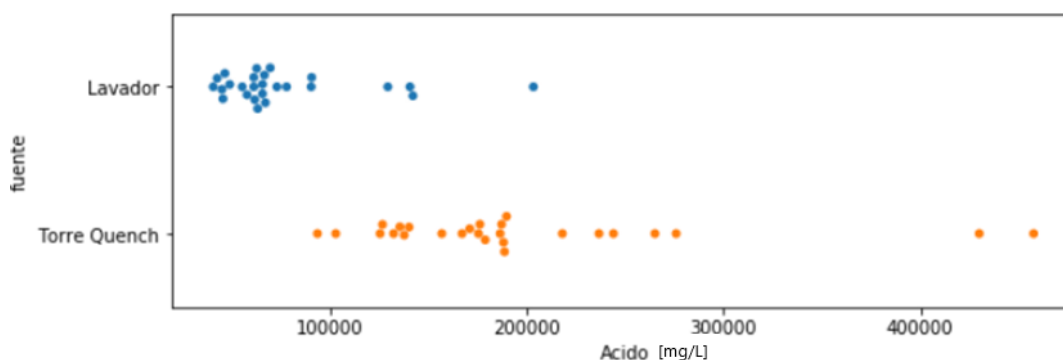


Figura 5.18 Distribución de la concentración de ácido para el periodo enero 2017-marzo 2019

El promedio de cobre y zinc en solución generados entre el periodo enero 2017 a marzo del 2019 además de sus respectivas desviaciones estándar se presentan en la tabla 5.11.

Tabla 5.11 cobre y zinc generado en el lavador y la torre quench.

Lugar	Cu promedio [g/L]	Desviación estándar [g/L]	Zn promedio [g/L]	Desviación estándar [g/L]
Lavador	2,8	1,0	21,1	10,4
Torre quench	2,7	1,5	13,9	6,6

Las impurezas principales en solución son el cadmio y el arsénico por lo cual el promedio de estos se presenta en la tabla 5.12 añadiendo además sus respectivas desviaciones estándar para el periodo enero 2017- marzo 2019.

Tabla 5.12 Arsénico y cadmio generado en el lavador y la torre quench.

Lugar	As promedio [g/L]	Desviación estándar As [g/L]	Cd promedio [g/L]	Desviación estándar Cd [g/L]
Lavador	2,0	0,6	0,4	0,2
Torre quench	4,3	1,4	0,8	0,4



A pesar de que existe un potencial beneficio de la recuperación de Cu y Zn al utilizar la solución de lavado, existe también una concentración no despreciable de arsénico y cadmio. Este último metal dificulta los procesos de recuperación de zinc por lo cual debe ser abatido. Se sabe que solo el polvo Miljo Convertidor Teniente tiene presencia de cadmio, por lo que sería bastante conveniente utilizar solución ácida para lixiviar este polvo, mientras que no sería recomendable su uso para lixiviar el resto de los polvos. Esto genera tres alternativas, la primera es tratar todos los polvos juntos y utilizar la solución ácida de la planta de ácido de ENAMI, la segunda es lixiviar en forma separada el polvo Miljo CT (ya que es el que contiene concentraciones significativas de cadmio) con la solución ácida que genera ENAMI. También surge la opción de tratar esta solución ácida tempranamente para precipitar el cadmio y arsénico para así utilizarla en los procesos de lixiviación de los polvos.

Los polvos Miljo He, Tolvines, CPS y CT tiene una masa total de 360 t/mes. La lixiviación de estos implica un uso de 840 m³/mes de solución acuosa (agua y solución ácida). Por lo que utilizar este ácido y asumiendo una concentración de este en 160 g/L, una recuperación de cobre soluble de 85%, una concentración de cobre 2,7 g/L, una recuperación de zinc de 95% y una concentración de zinc de 16,7 g/L; mientras que la concentración de cadmio será 0,67 g/L (basado en las tablas 5.4 y 5.5). La cantidad de cobre recuperable sería aproximadamente de 120 kg de Cu y la cantidad de zinc potencial es de 2,13 t. El cadmio contribuye con 90 kg que deberían abatirse y disponerse de forma segura.

A pesar de que a primera instancia se aprecia un potencial económico evidente, esto no considera otros factores como lo son por ejemplo una mayor concentración de plomo y arsénico a extraer, además de tener que hacer mantenimiento más seguido por la acumulación de otros elementos en las piscinas, entre otros potenciales problemas.

Debido a lo anteriormente expuesto una alternativa más viable sería tratar el polvo Miljo CT con la solución ácida, mientras que para el resto de los polvos sería mejor utilizar otras soluciones ácidas que no contenga concentraciones significativas de cadmio y arsénico. Este análisis preliminar deberá validarse experimentalmente durante la ingeniería básica



CAPÍTULO 6. DIAGRAMA DE FLUJO, CAPEX, OPEX Y POTENCIAL ECONÓMICO DE LA PLANTA

En esta sección se propone un diagrama de flujos para el procesamiento de los polvos de fundición, considerando todas las operaciones unitarias necesarias para producir cátodos de zinc y subproductos con valor comercial. A partir de esta información se construye el balance de masa por los componentes de interés, se definen los criterios de diseño y listados de equipos principales. Con esta información se obtiene el CAPEX y OPEX de la planta propuesta con una precisión de $\pm 50\%$.

Según diversos autores una forma bastante efectiva de cementar y recuperar el cadmio es mediante la adición de polvo de zinc. Se propone entonces utilizar esta alternativa debido a que la cantidad de cadmio es tan baja que el polvo de zinc necesario será una cantidad mínima, que podría obtenerse del mismo proceso de EW o por compra directa a terceros. La justificación de tratar el polvo Miljo CT por una vía paralela, es que, si se trata por la misma vía que el resto de los polvos, la concentración de cadmio sería significativamente mayor dificultando los procesos de separación orientados hacia la purificación de la solución de zinc.

Los polvos Miljo HE, Tolvines, CPS y CT pueden ser lixiviados en el mismo reactor agitado puesto que no presentan concentraciones altas de impurezas y mantiene un valor promedio de ellas.

Los óxidos de arsénico son comunes a los diferentes tipos de polvos y estarán presentes en la solución de lixiviación, razón por la que se requiere su precipitación en forma de ferritas o escorodita, mediante algún proceso conocido que sea selectivo al zinc. Como se analiza en el capítulo 3, apartado 3.3.5, la empresa chilena ECOMETALES, implementó un proceso de abatimiento de arsénico y antimonio para polvos de fundición de cobre con resultados bastante eficientes y seguros medioambientalmente, por lo que se utilizará este mismo método en estudio de memoria.

El plomo es una impureza la cual se cree está presente en los polvos de fundición tanto como sulfuro (por el origen de los concentrados tratados en el proceso pirometalúrgico) como en



óxido (producto a una sobre oxidación en las etapas de fusión en el proceso pirometalúrgico). Esta impureza en las condiciones pH-eV de la planta forma sólidos (PbO_2 , PbS , PbSO_4) que precipitan, los que principalmente son arrastrados en los barros anódicos. Por lo cual esta impureza no requiere un proceso para su abatimiento, pero requiere estar controlada en las etapas de *electrowinning*.

Según el *Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology*, el cobre en PLS ricos en cobre y zinc se recupera convencionalmente mediante la adición de polvo de zinc. En este proceso se obtiene una torta de cobre de baja calidad (precio inferior al de los cátodos de alta pureza). En este documento también se plantea que otra forma de recuperar el cobre es mediante el uso de las celdas EMEW® *plate*, las que permiten una depositación preferente de cobre en forma cátodos de cobre de alta pureza, el no utilizar polvo de zinc conllevará un OPEX menor a utilizar un método convencional. El beneficio de recuperar cátodos de cobre es bastante mayor a la de recuperar el cobre como una torta precipitada por lo que este método (EMEW) sería una buena alternativa para mejorar las ganancias de la inversión.

En primera instancia, tal como lo solicitó el cliente se estudió y confirmó que es posible recuperar polvo de zinc. Esto se puede hacer gracias a la implementación de celdas EMEW® *powder* pero la cantidad necesaria de polvo generado es tan minúscula que debe analizarse el costo oportunidad de la instalación de esta misma. Una celda que permita obtener 9 toneladas mensuales de polvo requiere una inversión de aproximadamente USD \$500.000, mientras que el precio del polvo de zinc es de aproximadamente 3,2 USD/kg (considerando costos de traslado), mientras que la recuperación de este zinc en forma de cátodo hará que valga 2,67 USD/kg. Esto hace que la recuperación de la inversión sea de más de 10 años, lo cual no lo hace nada viable económicamente. Este cálculo no considera costos OPEX (agua y energía) ni VAN por lo que es posible que sea mucho más tiempo el necesario para recuperar la inversión.

6.1 Diagrama de flujo del proceso de recuperación de zinc

El *flowsheet* o diagrama de flujo de la planta fue pensado para optimizar la recuperación de los elementos de valor y minimizar el consumo energético e insumos críticos. Esto se hace con el fin de que los costos medios de la empresa sean lo más bajo posible, particularmente



para ENAMI, empresa del estado que busca competitividad a través de la disminución del valor de C_1 (*Cash Costs*).

La composición química de los polvos de fundición, muestran que no solo existe un potencial negocio en recuperar el zinc, sino que también es bastante conveniente diseñar una forma de recuperar el cobre contenido en los polvos.

El diagrama de procesos metalúrgicos mostrado en la figura 6.1 propone lo siguiente: una zona que lixivia de forma agitada y de manera independiente los polvos provenientes de Miljo CT, los que al ser los únicos que tienen cadmio en su composición metálica son tratados por una vía distinta al resto de los polvos. Desde esta zona la solución filtrada de pulpa lixiviada se dirige a una piscina de abatimiento de cadmio, mediante la adición de polvo de zinc, puesto que este método ha demostrado tener una alta eficiencia sin riesgos médicos o ambientales. La disposición de cadmio abatido se hace de manera tal de disminuir los riesgos ambientales asociados con este metal pesado. Finalizado el proceso de abatimiento, el PLS libre de cadmio es enviada a una segunda etapa de lixiviación.

Existe la alternativa de utilizar tioacetamida para generar una deposición de cadmio preferencial a $\text{pH} = 4$ (según lo indicado en el capítulo 3, inciso 3.3.3), que produce una precipitación del cadmio, mucho más efectiva pero el costo de este reactivo es considerablemente mayor al del polvo de zinc, por lo que, a pesar de ser una solución más efectiva desde el punto de vista técnico, no se puede asegurar de que sea económicamente viable. Por otra parte, el uso de tioacetamida debe ser controlado puesto que es altamente nocivo para la salud humana, lo que también es una barrera para la implementación de un proceso confiable y seguro industrialmente.

La segunda zona corresponde a la lixiviación conjunta de los polvos CPS, CT, Miljo He y Tolvines, los cuales son lixiviados en el mismo reactor agitado ya que ninguno tiene contenidos significativos de metales pesados, con excepción del arsénico y plomo. La pulpa resultante de la lixiviación agitada de los polvos, se envía a una zona de lixiviación secundaria (donde también llega el electrolito proveniente de la lixiviación agitada del polvo Miljo CT). Posteriormente, la pulpa resultante de esta etapa de lixiviación secundaria se envía a una centrifuga que separa el 92% de la fracción sólida de la pulpa, llevando por arrastre un



1% de sólido de la solución acuosa filtrada. El barro resultante (fracción sólida con 10% de humedad), contiene una concentración significativa de plata, oro y plomo por lo que sería conveniente enviar esto a la fundición para mezclarse con los concentrados de cobre provenientes de la planta Matta (que ya posee ENAMI-Paipote) y recuperar finalmente estos metales preciosos (Au y Ag) desde los barros anódicos del electro refinera, puesto sus precios de mercado son bastante elevados.

Por otra parte, el PLS (parte líquida) es enviado a la zona de abatimiento de arsénico y antimonio donde primeramente a una etapa de oxidación en un reactor de oxidación, donde mediante la adición de peróxido de hidrógeno el arsénico pasa de valencia $+3$ a valencia $+5$, posterior a esto ocurre un proceso de precipitación el cual se separa en dos etapas, la primera es el aumento de pH (desde 1 a 4) en un reactor agitado mediante la adición de caliza (o en este caso hidróxido de sodio). Luego, en la segunda etapa de precipitación se añade sulfato férrico el que permite el abatimiento de As y Sb en forma de scorodita (según lo establecido en la legislación chilena). Cabe destacar que en la etapa aumento de pH el uso de caliza genera una especie de costra sólida en el reactor la cual puede ser inconveniente para reactores tan pequeños, por lo que el uso de hidróxido de sodio es una buena alternativa a pesar de que su precio es mayor. La precipitación y disposición en forma de scorodita es la opción viable puesto que la legislación chilena permite esta forma de disponer el arsénico.

Una vez abatido y recuperado el arsénico mediante la adición de sulfato férrico es necesario separar el sólido (scorodita) del PLS libre de arsénico, para esto se usa un espesador y filtros de prensa. El filtro posee una eficiencia del 99% retornando todo el líquido al flujo del resto de PLS.

El PLS con contenidos menores de arsénico y antimonio es acidificado mediante la adición de H_2SO_4 en un cajón concentrador para los tratamientos posteriores de SX-EW. Posterior a esta etapa entra a un proceso de dilución para reducir la concentración de Cu a una aceptada por el proceso EMEW.

El PLS queda libre de metales pesados (excepto mercurio, el cual tiene una concentración muy baja), por lo que se está en condiciones de recuperar los metales zinc y cobre. Como se mencionó anteriormente el zinc y el cobre se depositan a potenciales eléctricos similares (2,6



eV), por lo que se necesita un método que permita recuperar de forma preferente alguno de estos metales. El método que encontró Skorpion Zinc (Sur de Namibia, África, propiedad de Vedanta Zinc International y Angloamerican PLC) fue el uso de celdas EMEW las que permiten recuperar preferentemente el cobre contenido en el PLS (publicado en “*Cu-removal from skorpion circuit using EMEW® technology*”).

Para usar EMEW es necesario previamente diluir la concentración de cobre (en una piscina de dilución). Según lo establecido en “*Cu-removal from skorpion circuit using EMEW® technology*” (Roux et al, 2008) en las celdas tipo EMEW® *plate* las concentraciones de cobre deben ser de 1-20 g/L y debe usarse una densidad de corriente relativamente alta. La concentración de cobre debe ser llevada a un valor entre los 15-20 g/L con el fin de limitar el uso de agua en la planta. La dilución se lleva a cabo en tuberías y reposa en una piscina de dilución desde donde el PLS es transportado a la etapa de EMEW® *plate* donde se recuperan cátodos de cobre de alta pureza.

Finalmente, el PLS que sale del EMEW® *plate* ingresa a una zona de SX en el cual mediante el uso de orgánico se debe volver a concentrar el Zn, esto debido a que el proceso de EW convencional requiere concentraciones de zinc sobre los 40 g/L (“el cinc y su metalurgia”, Payno et al, 2016). Para este caso se fijó en 50 g/L por lo que desde la zona de SX sale un PLS enriquecido en zinc el cual se encuentra libre de metales que se depositan al mismo potencial eléctrico que este (Cu y Cd) y de metales que afectan a la pureza de los cátodos de zinc (As y Pb), tal como se planteó en los objetivos. El PLS finalmente se dirige hacia la zona de EW convencional lo que permite una recuperación de cátodos de zinc de alta pureza.

Cabe destacar que el diagrama de procesos propuesto en esta memoria, espera recircular la mayor parte del agua. Además de poseer varios puntos de recirculación de electrolitos que no fueron mencionados previamente, puesto que no aportan mayor información sobre lo que ocurre en el proceso recuperación del zinc. Por otra parte, varios de los equipos utilizados para el diseño de la planta, consideran equipos existentes y disponibles en la planta ENAMI-Paipote para este proyecto.



RECUPERACIÓN DE CÁTODOS DE ZINC A PARTIR DE POLVOS DE FUNDICIÓN

Tabla 6.1 Criterios y características generales del diseño de planta

Característica	Valor	Unidad	Código [Denominación]
Cantidad total de polvo generado	1.090	t/mes	G
Capacidad de tratamiento de planta (Nominal)	1.050	t/mes	F
Disponibilidad de la planta	90	%	A
Factor de diseño	1,15	veces	A
Capacidad de tratamiento de planta (Real)	1271	t/mes	F
Cp de lixiviación	30	%	A
Método de lixiviación	Agitado	-	A
Volumen de agua solución ácida	2.660	m ³ /mes	F
Ley media de Zn	22,02	%	G
Concentración de Zn en EW	50	g/L	C
Recuperación de Zn	95	%	E
Ley media de Cu total	12,79	%	G
Cu Soluble/Cu total	84	%	A
Concentración de Cu en EMEW	20	g/L	B
Recuperación de Cu	85	%	E
Uso de polvo de zinc respecto a cadmio	1:1	:	A
Polvo de zinc	8.610	kg/mes	F
Zinc fino recuperado	194,65	t/mes	F
Cu fino recuperado	83,94	t/mes	F
Zinc fino recuperado	2.335,82	t/año	F
Cu fino recuperado	1.007,28	t/año	F
Eficiencia centrifuga	92	%	A
Cp máximo reactores agitados	40	%	A
Cp agua clara espesador	30	ppm	A
Cp sólido espesador	70	%	A
Recuperación de Cd mediante precipitación	99	%	A
Recuperación de Pb mediante SX	99	%	A
Recuperación de As mediante precipitación	99	%	A
Eficiencia en precipitación de As	90	%	A
Eficiencia precipitación Cd	80	%	A

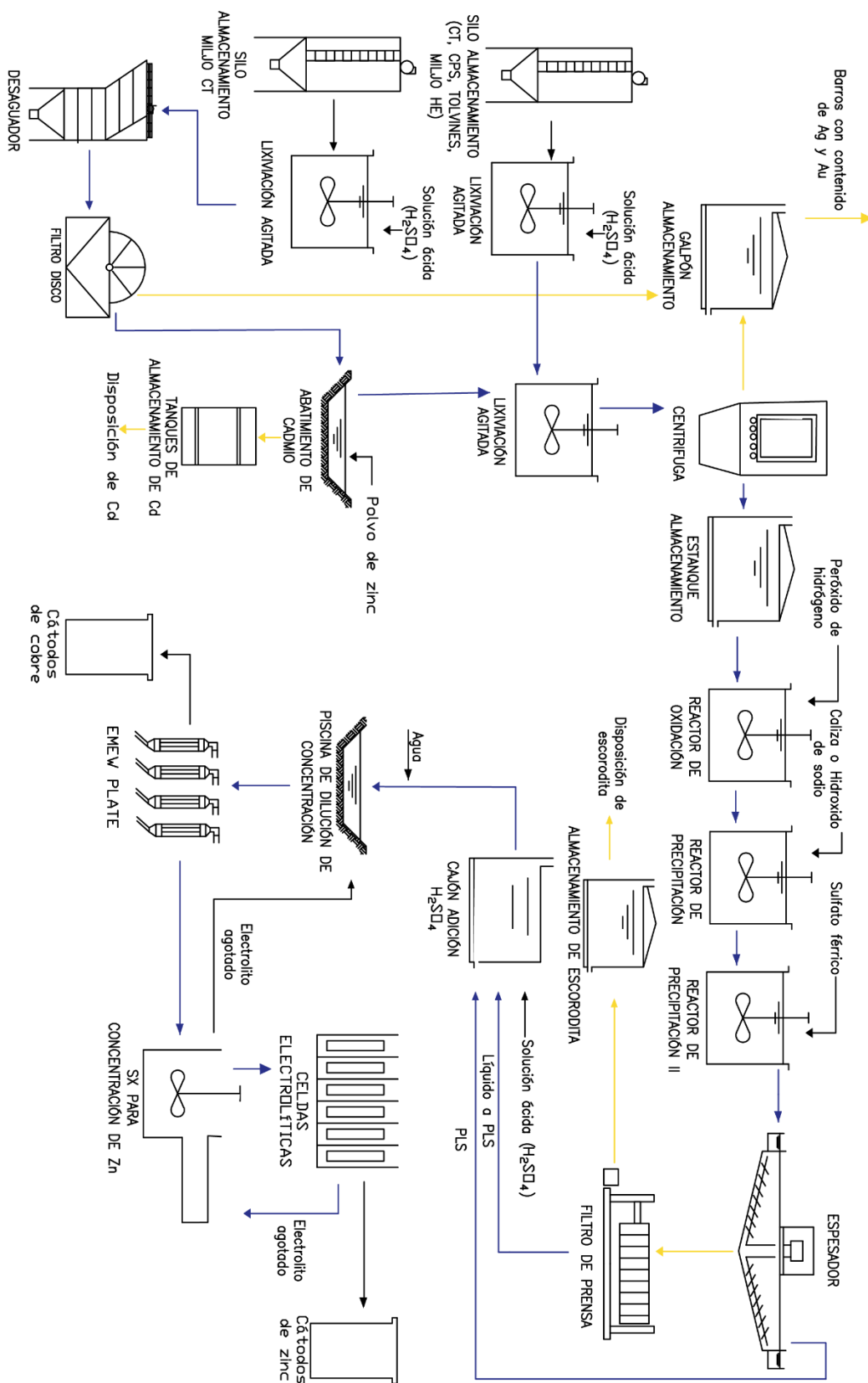


Figura 6.1 Propuesta de flowsheet para planta de tratamiento de polvos ENAMI-Paipote



6.2 BALANCE DE MASAS

El balance de masas comienza en las zonas de lixiviación. En la tabla 6.2 se presenta el balance en la zona de lixiviación de los polvos CPS, CT, Tolvines y Miljo HE donde se presentan los contenidos metálicos de los sólidos en leyes porcentuales (para el caso de Cu y Pb) y en g/t (para el caso del Au y Ag). Por otra parte, los contenidos metálicos en la solución acuosa para el caso del cobre y del zinc son presentados en g/L (ver Tabla 5.5) y en porcentaje para el Arsénico. La diferencia entre las leyes de entrada y salida considera solubilidad.

Tabla 6.2 Balance de masa en la zona de lixiviación CT, CPS, Tolvines y Miljo HE.

Lixiviación CT, CPS, Tolvines y Miljo HE	Entrada	Salida
Masa sólidos [t/h]	0,50	0,50
Volumen sol. acuosa [m ³ /h]	1,17	1,17
Masa pulpa[t/h]	1,67	1,67
Volumen pulpa[m ³ /h]	1,26	1,26
Cu ingreso-Cu sólido [%]	22,96	3,67
Cu solución[g/L]	0,00	82,67
Zn ingreso-Zn solución [% - g/L]	26,02	111,53
As [%]	0,51	0,22
Pb [%]	1,07	1,07
Ag [g/t]	85,24	85,24
Au [g/t]	3,71	3,71
Cp	30,00	30,00

En paralelo al proceso anterior se encuentra la lixiviación de polvos Miljo CT los cuales son lixiviados con una mezcla de solución ácida proveniente de la Torre Quench y el lavador (ver capítulo 5.4). De forma similar al caso anterior las concentraciones metálicas son presentadas en % (Cu y Pb) y g/ton (Au y Ag) para el caso de los sólidos y en g/L (Cu y Zn) y % (As y Cd) para las soluciones acuosas. Posterior a la etapa de lixiviación la pulpa resultante es enviada a un desagüador, después de este proceso la pulpa ingresa a un filtro de disco el cual separa el sólido del PLS de la pulpa, este proceso tiene una eficiencia del 91% y el sólido resultante tiene un 9% de humedad (remanente del PLS). La fracción sólida es enviada a un galpón de almacenamiento mientras que el PLS es enviado a un proceso de abatimiento de cadmio.



Tabla 6.3 Balance de masa en la zona de lixiviación del polvo Miljo CT y filtro de disco.

Lixiviación Miljo CT	Entrada	Salida	Filtro de disco	Entrada	Salida de sólido	Salida PLS
Masa sólidos [t/h]	0,96	0,96	Masa sólidos [t/h]	0,96	0,91	0,05
Volumen sol. acuosa [m ³ /h]	2,24	2,24	Volumen sol. acuosa [m ³ /h]	2,24	0,09	2,15
Masa pulpa [t/h]	3,19	3,19	Masa pulpa [t/h]	3,19	1,00	2,19
Volumen pulpa[m ³ /h]	2,43	2,43	Volumen pulpa[m ³ /h]	2,43	0,28	2,16
Cu ingreso-Cu sólido [%]	7,14	1,14	Cu sólido [%]	1,14	1,14	1,14
Cu solución [g/L]	0,00	25,70	Cu solución [g/L]	25,70	25,70	25,70
Zn [%-g/L]	19,84	85,03	Zn [g/L]	85,03	85,03	85,03
Cd [%]	1,23	0,53	Cd [%]	0,53	0,53	0,53
As [%]	3,55	1,52	As [%]	1,52	1,52	1,52
Pb [%]	2,45	1,05	Pb [%]	1,05	1,05	1,05
Ag [g/t]	58,53	58,53	Ag [g/t]	58,53	58,53	58,53
Au [g/t]	1,13	1,13	Au [g/t]	1,13	1,13	1,13
Cp [%]	-	30%	Cp [%]	30,00	91%	2%

El PLS proveniente del filtro de disco presenta cadmio por lo que esta impureza debe ser precipitada y abatida, esto se logra mediante la adición de polvo de zinc a razón de 0,015 t/h.

Tabla 6.4 Balance de masa en abatimiento de cadmio.

Abatimiento de cadmio	Entrada	Salida PLS
Masa sólidos [t/h]	0,05	0,05
Volumen sol. acuosa [m ³ /h]	2,15	2,13
Masa pulpa [t/h]	2,19	2,19
Volumen pulpa[m ³ /h]	2,16	2,16
Cu sólido [%]	3,06	3,08
Cu solución [g/L]	25,70	25,84
Zn [g/L]	85,03	85,48
Cd [%]	0,53	0,00
As [%]	1,52	1,53
Pb [%]	0,02	0,02
Ag [g/t]	58,53	58,53
Au [g/t]	1,13	1,13
Adición polvo de zinc [t/h]	0,015	-

Los procesos paralelos (PLS libre de cadmio y pulpa polvos Miljo He, tolvines, CT y CPS) convergen en una lixiviación secundaria y posteriormente entran a un proceso de

centrifugado para separar sólido y líquido (ver tabla 6.5), en la zona de lixiviación secundaria la ley de salida del cobre se multiplica por 84%, puesto que este es el cobre soluble del total de cobre contenido en los polvos.

Tabla 6.5 Balance de masa de lixiviación secundaria y centrifugado de pulpa.

Lixiviación secundaria	Entrada	Salida	Centrifuga [separación solida/líquido]	Entrada	Salida solución	Salida de barros anódicos
Masa sólidos [t/h]	0,55	0,55	Masa sólidos [t/h]	0,55	0,04	0,50
Volumen sol. acuosa [m ³ /h]	3,30	3,30	Volumen sol. acuosa [m ³ /h]	3,30	3,27	0,03
Masa pulpa [t/h]	3,86	3,86	Masa pulpa [t/h]	3,86	3,31	0
Volumen pulpa [m ³ /h]	3,42	3,42	Volumen pulpa [m ³ /h]	3,42	3,28	0
Cu sólido [%]	3,45	3,45	Cu [%]	3,45	3,45	3,45
Cu solución [g/L]	45,92	45,92	Cu solución [g/L]	45,92	45,92	45,92
Zn [g/L]	94,68	94,68	Zn [g/L]	94,68	94,68	94,68
As [%]	1,07	1,07	As [%]	1,07	1,07	1,07
Pb [%]	0,84	0,84	Pb [%]	0,84	0,84	0,84
Ag [g/t]	82,91	82,91	Ag [g/t]	82,91	82,19	82,19
Au [g/t]	3,48	3,48	Au [g/t]	3,48	3,48	3,48
Cp [%]	14,19		Cp [%]	14,19	1,2	93,85

La centrifuga separa el sólido del líquido con una eficiencia del 92% (en sólidos), los barros se llevan la totalidad de Ag y Au puesto que estos no se lixiviaron en los procesos anteriores y siempre estuvieron contenidos en la masa de sólidos. La pulpa y el barro tienen leyes de cobre, zinc, arsénico y plomo, la cantidad metálica de estas leyes es bastante baja puesto que solamente están contenido en la fracción acuosa del barro. El barro puede ser enviado a la planta de fundición para la recuperación del oro y la plata contenidos en ellos, mientras que la solución entra al proceso de abatimiento de arsénico.

El proceso de abatimiento de arsénico implica el uso de 3 reactivos: peróxido de hidrogeno (H_2O_2 para llevar el arsénico a su valencia +5), Hidróxido de sodio (NaOH con el fin de llevar el pH a 4) y Sulfato férrico ($Fe_2(SO_4)_3$ para precipitar la scorodita), la adición de estos reactivos se hace en forma acuosa, pero el uso de estos es para depositar el arsénico en forma de sólido, por lo que solo con la finalidad de facilitar los cálculos se tomará como si la alimentación se hiciese en forma de sólidos. Esto se aprecia mejor en la salida del Reactor de precipitación II (ver tabla 6.6) donde el volumen acuoso se disminuyó por el total de la ley

de arsénico contenida en el volumen de solución acuosa. La ley del arsénico en la salida del reactor II se considera 0% puesto que ya está precipitado como escorodita.

Tabla 6.6 Balance de masa en reactores de precipitación de arsénico.

Reactor de oxidación	Entrada	Salida	Reactor de precipitación I	Entrada	Salida	Reactor de precipitación II	Entrada	Salida
Masa sólidos [t/h]	0,04	0,09	Masa sólidos [t/h]	0,09	0,09	Masa sólidos [t/h]	0,09	0,19
Volumen sol ac[m ³ /h]	3,27	3,27	Volumen sol ac[m ³ /h]	3,27	3,27	Volumen sol ac[m ³ /h]	3,27	3,23
Masa pulpa[t/h]	3,31	3,35	Masa pulpa[t/h]	3,35	3,36	Masa pulpa[t/h]	3,36	3,42
Volumen pulpa[m ³ /h]	3,28	3,32	Volumen pulpa[m ³ /h]	3,32	3,33	Volumen pulpa [m ³ /h]	3,33	3,42
Cu [g/L]	45,92	45,92	Cu [g/L]	45,92	45,92	Cu [g/L]	45,92	46,42
Zn [g/L]	94,68	94,68	Zn [g/L]	94,68	94,68	Zn [g/L]	94,68	94,68
As [%]	1,07	1,07	As [%]	1,07	1,07	As [%]	1,07	0,00
H ₂ O ₂ [t/h]	0,04	0	NaOH [t/h]	0,01	0,01	Fe ₂ (SO ₄) ₃ [t/h]	0,10	0,00
Cp [%]	1,32	2,54	Cp [%]	2,54	2,75	Cp [%]	2,75	5,54

Posteriormente a los reactores la pulpa pasa a un espesador que separa el sólido (escorodita) con un Cp de 70% (para llevarlo al filtro que finalmente separa la escorodita del PLS libre de sólidos), y el agua clara (PLS) que contiene una concentración de 30 ppm de sólidos (básicamente 0%). El filtro separa el PLS recirculándolo al circuito de recuperación de la escorodita. El resumen de esto se presenta en la tabla 6.7

Tabla 6.7 Balance de masa en el espesador y filtro del proceso PAAA.

Espesador	Entrada	Salida a filtro	Salida agua clara	Filtro	Entrada	Salida a botadero	Salida a circuito
Masa sólidos [t/h]	0,19	0,19	0,00	Masa sólidos [t/h]	0,19	0,19	0
Volumen sol ac[m ³ /h]	3,23	0,08	3,15	Volumen sol ac[m ³ /h]	0,08	0	0,08
Masa pulpa[t/h]	3,42	0,27	3,15	Masa pulpa[t/h]	0,27	0	0,08
Cu [g/L]	46,42	46,42	46,42	Cu [g/L]	46,42	0	46,42
Zn [g/L]	94,68	94,68	94,68	Zn [g/L]	94,68	0	94,68
Cp [%]	5,54	70,00	0,00	Cp [%]	70,00	100	0,00

El PLS libre de arsénico muy alto debe disminuir su pH hasta 1,5-2 para poder usar procesos de SX y EW, es por ello que con el fin de acidificar el PLS se agrega una solución ácida de H_2SO_4 libre de metales en el cajón concentrador. El resumen del balance de masa en el proceso de concentrado es presentado en la tabla 6.8.

Tabla 6.8 Balance de masa del proceso de concentrado.

Concentrador	Entrada	Salida
Masa sólidos [t/h]	0	0
Volumen PLS[m ³ /h]	3,23	3,75
Masa PLS [t/h]	3,23	3,75
Cu [g/L]	46,42	40,01
Zn [g/L]	94,68	82,50
Alimentación de H_2SO_4 [m ³ /h]	0,52	0

Posterior al abatimiento de plomo se necesita diluir el PLS para poder entrar a procesos EMEW. EMEW requiere un máximo de 20 g/L de Cu, o lo que es equivalente, una ley de 2% de Cu. Es por esto que se requiere inyectar 3,82 m³/h de agua fresca para poder diluir el PLS y cumplir ese requerimiento (Ver tabla 6.9). El agua se inyecta en tuberías antes de llegar a la piscina de dilución y la cantidad de cobre recuperado es de 93,26 t/mes.

Tabla 6.9 Balance de masa de la dilución de PLS y recuperación de Cu en EMEW.

Dilución en cañería	Entrada PLS	Entrada de agua	Salida hacia EMEW	EMEW	Entrada	Salida cátodos[m ³ /h]	Salida PLS
Masa sólidos [t/h]	0	0	0	Masa sólidos [t/h]	0	0	0
Volumen PLS [m ³ /h]	3,70	0	7,50	Volumen PLS [m ³ /h]	7,50	0	7,35
Cu [g/L]	40,01	0	20,00	Cu [g/L]	20,00	99,99	0
Zn [g/L]	82,50	0	41,24	Zn [g/L]	41,24	0	42,08
Inyección agua fresca [m ³ /h]	0	3,75		-	-	-	-

En la tabla 6.10 se aprecia el balance posterior a la recuperación EMEW donde primero se consigue concentrar el zinc en el PLS hasta 175 g/L (requerimiento de la piscina de EW convencional) adicionalmente a esto se recupera el 95% del zinc contenido en el PLS, lo que conlleva a una producción de 0,3 t Zn/h o 216,86 t de zinc/mes.



RECUPERACIÓN DE CÁTODOS DE ZINC A PARTIR DE POLVOS DE FUNDICIÓN

Tabla 6.10 Balance de masa de la concentración de PLS en mixer settler y recuperación de Zn

<i>Mixer-settler</i>	Entrada	Salida a EW	EW de Zn	Entrada	Salida catodos	Salida Spent
Volumen PLS[m ³ /h]	7,35	6,19	Volumen PLS[m ³ /h]	6,19	0	6,34
Zn [g/L]	42,08	50	Zn [g/L]	50	99,99	0,25
Solventes [t/h]	2,21	-	-	-	-	-



6.3 CÁLCULO DE CAPEX

La información pública sobre plantas de tratamiento de polvos de fundición es escasa debido que han surgido principalmente como iniciativas de algunas fundiciones para agregar valor a sus operaciones y disminuir sus pasivos ambientales.

ENAMI-Paipote posee algunos equipos, por lo que, en la evaluación de la inversión, se considera con valor cero. Estos equipos son:

- 6 estanques de acero
- 1 filtro de prensa
- 1 espesador
- 1 silo de almacenamiento
- 6 piscinas

Para que estos equipos puedan ser utilizados es requerido hacer un reacondicionamiento y mantención para tenerlos en total en funcionamiento. Para esto se considerará un *Overhaul* del 20% del CAPEX asociado al costo de equipos nuevos (sin considerar el costo de traslado y montaje). Además, estos equipos no tienen asociado un costo de traslado y montaje puesto que se encuentran en la misma planta.

También existen algunos tanques agitados disponibles en la planta, pero son de 30 m³, por lo que su tamaño es muy grande para los requerimientos de la planta que se proyecta para tratar los polvos. Su uso aumentaría considerablemente el OPEX por el consumo excesivo de energía, por ello se recomienda utilizar otros reactores agitados nuevos. La inversión considera los siguientes equipos principales:

El silo de almacenamiento que hay en la planta se utilizará en los polvos Miljo CT, mientras que para los otros 4 polvos se requiere comprar un silo de 66 m³ (360 toneladas de polvo con densidad de 5,46 [m³/t]) o su aproximación superior más cercana.

La granulometría extremadamente fina (vista en el capítulo 5.2.1) de los polvos hace que el tratamiento para separar sólido-líquido en espesador sea bastante difícil, por lo que la mejor opción es usar una bomba centrífuga de pulpas (o un clarificador o equipos desaguadores), esta debe tener una capacidad de 4 m³/h. Este proceso permite liberar de sólidos el PLS. El



sólido que sale de la centrifuga no debe descartarse puesto que tiene presencia de Au y Ag, metales preciosos que pueden agregar valor al tratamiento de polvos, puesto que la fundición ya dispone de equipos para recuperarlos.

- 6 reactores agitados (1 de 2,5m³, 1 de 5 m³, 4 de 7,5 m³).
- 1 bomba centrifuga.
- 1 silo de almacenamiento.
- Celdas EMEW® plate.
- Celdas electrolíticas.
- 1 harnero desaguador.
- 1 filtro de disco.

Tabla 6.11 Equipos necesarios

Equipo	Cantidad	Material/es	Tasa de producción [t/año]
Reactor agitado 2,5 [m ³]	1	Acero inoxidable	-
Reactor agitado 5 [m ³]	1	Acero inoxidable	-
Reactor agitado 7,5 [m ³]	3	Acero inoxidable	-
Bomba centrifuga 4 [m ³ /h]	1	Acero inoxidable	-
Silo de almacenamiento 70 [m ³]	1	Acero inoxidable	-
Mixer-settler 8 [m ³ /h]	1	Acero inoxidable	-
Harnero desaguador 2,5 [m ³]	1	Acero inoxidable	-
Filtro de disco 2,5 [m ³]	1	Acero inoxidable	-
Celdas EMEW plate	660	Acero inoxidable, electrodos	1450
Celdas electrolíticas	-	-	2750

Los reactores agitados continuos de 7.500 litros tienen un precio cercano a los \$15.000 USD cada uno, mientras que el de 5.000 litros \$10.000 USD y el de 2.500 litros \$6.000 USD, lo que se traduce en un total de \$76.000 USD por concepto de reactores agitados.

Respecto a la celda EMEW® Plate se contactó directamente a la empresa EMEW *clean technology* para cotizar el valor de las celdas a implementar en la planta. La asesoría de la empresa llegó a la conclusión que el proyecto debe considerar la instalación de 22 módulos de celdas EMEW Plate, cada módulo contiene 30 celdas EMEW lo que da un total de 660 celdas que en su totalidad tienen la capacidad de producir hasta 1450 t/a de cobre fino. La



inversión estimada por el proveedor (excluyendo costos de traslado y montaje) es de \$2,29 millones de USD. Requiriendo un total de 345 m² para la implementación.

La centrifuga de pulpa requiere una capacidad de 4 m³/h, esto implica que el costo de la bomba a utilizar será de aproximadamente \$15.000 USD.

El harnero desaguador y el filtro de disco de 2,5 m³/h cada uno tienen un costo de \$20.000 y \$25.000 USD respectivamente.

Las celdas electrolíticas de EW convencional las cuales tienen la función de recuperar cátodos de zinc a razón de 194,65 t/mes (o un total de 2,3 t/año aprox.), tienen un valor total de \$300.000 USD.

El *mixer-settler* asociado para los procesos de extracción por solventes tiene un costo de \$30.000 USD.

El silo de almacenamiento que existe se utilizará en los polvos Miljo CT, pero para los otros 4 polvos se requiere un silo de 70 m³ el cual tiene un costo de \$20.000 USD.

Se consideró un costo de electricidad, instrumentación y control por un 10% del total de los equipos utilizados.

El costo de las obras civiles de la planta se considera un 20% del total de los equipos (incluyendo los reacondicionados).

El sistema de transporte de pulpas, PLS y sólidos en la planta tiene un costo asociado de USD \$20.000. El reactante orgánico utilizado en los procesos de concentración de PLS tiene una concentración del 30% total del PLS en la etapa previa a la etapa de recuperación de zinc. El costo asociado es de \$2 USD/L de extractante y \$0,5 USD/L de diluyente. El orgánico posee una composición de 75% diluyente y 25% extractante. Se necesita un volumen inicial de 1.588.603 litros de orgánico lo cual implica un costo de \$1.390.028 USD. Posterior a esta inversión se debe renovar de forma anual el 15% de este orgánico

El costo de traslado y montaje se consideró en 20% del total del costo del equipo. Mientras que por otra parte el costo de los materiales para la implementación de equipos será del 15% del total del costo de los equipos.



Como el alcance de esta memoria es una ingeniería conceptual, se considera un factor de contingencia del 20% de la inversión. El CAPEX final de la planta se estima en USD \$8.558.796 considerando equipos, montaje, traslado, obras civiles y contingencia. El desglose de esto se puede ver en la tabla 6.12

Tabla 6.12 Resumen del CAPEX de la planta

Equipo	Costo del equipo [USD]	Costo de traslado y montaje [USD]	Costo de materiales [USD]	Código [Denominación]
EMEW Plate	\$2.299.500	\$459.900	\$344.925	B
Reactores agitados [2,5; 5 y 7 m ³ /h]	\$76.000	\$15.200	\$11.400	D
Centrifuga [4 m ³ /h]	\$15.000	\$3.000	\$2.250	D
Silo de almacenamiento [70 m ³]	\$20.000	\$4.000	\$3.000	B
Mixer-settler [8 m ³ /h]	\$30.000	\$6.000	\$4.500	D
Celdas electrolíticas	\$300.000	\$60.000	\$45.000	B
Filtro de Disco [2,5 m ³]	\$25.000	\$5.000	\$3.750	
Harnero desaguador [2,5 m ³]	\$20.000	\$4.000	\$3.000	
Reacondicionamiento de equipos viejos (20% del total)	\$557.100	-	-	A
Electricidad, instrumentación y control (10% del total)	\$334.260	\$66.852	\$50.139	A
Obras Civiles (20% del total)	\$668.520	-	-	A
Reactantes (extractante y diluyente)	\$1.390.028	\$278.006	-	A
Transporte de pulpa	\$20.000	\$4.000	\$3.000	A
Contingencia (20%)	\$1.151.082	\$181.192	\$94.193	A
CAPEX total	\$6.906.490	\$1.087.149	\$565.157	F
CAPEX final	\$8.558.796			F



6.4 CÁLCULO DE OPEX

Los cálculos de OPEX consideran varios puntos, el primero de ellos es el consumo de reactivos (ácido sulfúrico, NaOH, H₂O₂, entre otros) que permiten recuperar o abatir los metales y generar condiciones idóneas de operación, el segundo de ellos es posiblemente el más importante en una planta metalúrgica, este es el consumo de energía eléctrica. El tercer ítem importante es el consumo de agua de la planta, cabe destacar que este consumo será solamente el primer año, puesto que después se recuperará alrededor del 80% de agua e inyectando solo un 20% de agua fresca. El consumo de insumos y mantenciones es el cuarto punto importante, debido a que los equipos deben mantenerse en óptimas condiciones para el procesamiento de minerales. Finalmente, el costo operacional de la mano de obra es otro punto a tener en cuenta, pues además de operadores de planta, se necesitan cosechadores de cátodos y gente especializada en la recuperación de zinc.

6.4.1 Consumo de reactivos

Tabla 6.13 Costo del ácido sulfúrico y el hidróxido de sodio en dólares por kilo Fuente: Cost estimation handbook, AUSIMM 2018.

Reactivo	Precio [USD/kg]	Código [Denominación]
H ₂ SO ₄ (Ácido Sulfúrico) g.t.	0,12	C
NaOH (Hidróxido de sodio) g.t.	0,70	C
Fe ₂ (SO ₄) ₃ (Sulfato férrico) g.t.	0,25	D
H ₂ O ₂ (Peróxido de hidrogeno) g.t.	0,30	D
Zn (Polvo de zinc) g.t.	3,20	A
Diluyente g.t.	0,5	A
Extractante g.t.	2,00	A

Tabla 6.14 Cantidad de reactivo necesario por cada litro de agua según experimentación en el laboratorio

Reactivo	Concentración[g/L]	Código [Denominación]
H ₂ SO ₄ (Ácido Sulfúrico)	0,002400	E
NaOH (Hidróxido de sodio)	0,001975	E

1. Consumo de ácido sulfúrico

La cantidad de agua y ácido sulfúrico necesarios en la primera etapa de lixiviación son 2.450 m³/mes. La concentración en esta etapa será de 160 g/l de H₂SO₄, la zona 1 de lixiviación (Miljo He, Tolvinés, CPS, CT) requiere un total de 840 m³ de medio lixivante(O un total de 134.400 kg/mes) respecto a la zona 2 de lixiviación (donde



se lixivia el polvo Miljo CT) se requieren 1.610 m^3 de medio lixivante, lo que conlleva el uso de 257.600 kg/mes de H_2SO_4 , el cual no tiene costo asociado puesto que se utilizará la solución ácida proveniente de la torre quench y el lavador. Por otra parte, previo a la etapa de SX para obtención de plomo se requiere acidificar nuevamente el PLS puesto que este sale de la zona de abatimiento de arsénico con pH 4 y los procesos de SX exigen un pH entre 1,5-2 lo que implica un consumo adicional de ácido sulfúrico de 382.563 kg/mes , considerando un precio de $0,12 \text{ USD/kg}$ (o 120 USD/t). lo que sería un costo de $\$62.036 \text{ USD/mes}$. (En la tabla 6.6 se ve el consumo total de H_2SO_4 , pero el costo es asociado no tiene en consideración lo utilizado en la zona de MILJO CT puesto que se utilizará el proveniente del lavador y la torre quench)

2. Consumo de hidróxido de sodio

El PLS que llega al reactor tiene un volumen de 2.450 m^3 mensuales lo que implica un uso preliminar de $4.610 \text{ kg NaOH/mes}$, considerando además una eficiencia del proceso del 90%, el consumo total llega hasta los $5,13 \text{ t/mes}$ esto se traduce en un costo de $\$3.591 \text{ USD/mes}$.

3. Consumo de sulfato férrico

El consumo de sulfato férrico tiene su base en las condiciones de formación de escorodita donde la razón de Fe/As debe ser mayor a 1,5, por lo que el costo asociado se calcula de forma estequiométrica en relación de AsO_4^- por lo que se necesita el doble de sulfato férrico que el arsénico contenido en los polvos. El total de arsénico en los polvos son $26,87 \text{ t/mes}$, si se considera una eficiencia del 90% en el proceso implica el uso de un total de $44,78 \text{ t/mes}$ de sulfato férrico. Lo que se traduce en un costo de $\$11.196 \text{ USD/mes}$.

4. Consumo de peróxido de hidrogeno

El consumo de peróxido de hidrogeno tiene razón 1:1 con el contenido de arsénico, considerando además una eficiencia del proceso del 90%, se requerirán $29,86 \text{ t/mes}$ de H_2O_2 lo que a un precio de $0,3 \text{ USD/kg}$ conlleva un costo de $\$8.958 \text{ USD/mes}$.

5. Consumo de polvo de zinc

El uso de polvo de polvo zinc está relacionado con el total de cadmio en razón 1:1, considerando una eficiencia en el proceso de precipitación del 80% se necesitaría un



total de 10,76 t/mes de polvo de zinc, cuyo valor referencial es de 3,2 USD/kg, lo que conlleva un gasto de \$30.440 USD/mes.

6. Consumo de orgánico para SX.

El consumo de orgánico de forma anual es igual al 15% de la inversión inicial (considerando costo de traslado) por lo que anualmente se requieren un gasto \$250.205 USD. Esto mensualmente se traduce en un consumo del 1,25% de la inversión inicial lo que es un costo de \$20.850 USD/mes

Tabla 6.15 consumo y OPEX estimado de insumos

Insumo	Consumo [kg/mes]	Costo [USD/mes]	Código [Denominación]
Ácido sulfúrico [H ₂ SO ₄]	774.563	\$62.036	F
Hidróxido de sodio [NaOH]	5.130	\$3.591	F
Sulfato férrico [Fe ₂ (SO ₄) ₃]	44.780	\$11.196	F
Peróxido de Hidrógeno [H ₂ O ₂]	29.860	\$8.958	F
Polvo de Zinc	10.763	\$34.442	F
Orgánico	26.477	\$20.850	F
Contingencia (20%)	-	\$28.215	A
Consumo total en USD/mes	-	\$169.288	F

6.4.2 Consumo de energía

Este año 2020 el SIC (sistema interconectado central de Chile) fijó el precio del 68,3 USD/MWh, por lo que se utilizará este valor para el cálculo del consumo energético mensual y referirlo en forma anual en el OPEX.

Las 660 celdas EMEW plate requieren un total de 2,5 MWh/t tratada. con un tratamiento total de 1.050 t de polvo, el consumo energético de esta zona será de un total de 179.287,5 USD/mes.

El consumo específico de energía en *el electrowinning* de zinc es superior al observado en la electrolisis del cobre, con valores que fluctúan entre 4,5 kWh/t zinc recuperada. Por lo que se tiene un consumo eléctrico de 2,15 MWh/t tratada por lo que esto se traduce en \$154.492 USD/mes.



La centrifuga tiene un consumo total de 20 kWh/t tratada lo que es un consumo mensual de 1434,3 USD/mes.

El espesador consume mensualmente 20 kWh/t tratada lo que es un consumo de 1434,3 USD/mes.

Respecto al *mixer-settler* se tiene un consumo mensual de 10 kWh/t-tratada 1434,3 USD/mes

Los 5 reactores agitados consumen 10 kWh/t-tratada cada uno, esto conlleva a un total de 3585,75 USD/mes.

Los filtros de prensa y discos usan un total de 10 kWh/t tratada cada uno produciendo un costo total de 1434,3 USD/mes.

El harnero desaguador consume un total de 20 kWh/t tratada produciendo un costo total de 2868,6 USD/mes.

El consumo de energía es de 4,89 MWh/t tratada, considerando además una contingencia energética del 20%, el costo total de 5,88 MWh/t es de 421.684 USD/mes.

Tabla 6.16 consumo energético de los equipos y costo OPEX asociado a esto

Equipo	Consumo energético [MWh/ t tratada]	Código [Denominación]
Celdas EMEW Plate	2,50	B
Centrifuga	0,02	C
Espesador	0,02	C
Reactores agitados	0,05	D
<i>Mixer-settler</i>	0,01	D
Harnero desaguador	0,02	B
Filtro de disco	0,01	D
Filtro de prensa	0,01	D
Celdas electrolíticas convencionales	2,26	C
Contingencia (20%)	0,98	A
Consumo energético total	5,88	F
Consumo total en USD/mes	\$421.684	F

6.4.3 Consumo de agua

El costo del agua industrial en Chile es de aproximadamente 0,8 USD/m³. Así que se utilizará este valor para los cálculos del consumo de la planta.



El consumo de agua comienza en la primera etapa de lixiviación de polvos donde se utilizan 2.660 m³/mes. Por otra parte, como el uso de EMEW® plate requiere una concentración de cobre de 20 g/L (2% de ley), se requiere inyectar una cantidad adicional de agua para diluir la concentración de cobre desde de 40,2 g/L hasta los 20 g/L, por lo que se debe adicionar 2.700 m³/mes de agua industrial libre de impurezas. La suma de cada una de las etapas da un total de consumo de 6.432 m³/mes de agua lo que se traduce en un costo de \$5.198 USD/mes. Cabe destacar que este será el uso del primer año puesto que luego se debe recircular hasta un 92% del agua, inyectando solo un 8% de agua fresca.

Tabla 6.17 consumo mensual de agua

Equipo	Consumo de agua[m ³ /mes]	Código [Denominación]
Reactores (Lixiviación de polvos)	2.660	F
Piscina de dilución (dilución previa a EMEW)	2.700	F
Contingencia (20%)	1.072	A
Consumo de agua mensual	6.432	F
Consumo en USD/mes	\$5.146	F

6.4.4 Transporte de polvos, soluciones ácidas y residuos

Los polvos en el silo de almacenamiento deben ser transportados a la planta, para esto se usarán camiones *supersucker*, el costo asociado será de \$0,5 USD/t movida. Por otra parte, los residuos generados en la planta deben ser dispuesto de forma tal que se evite el impacto medio ambiental que estos puedan generar, para ello se dispondrán de forma amigable con el medio ambiente a través de una empresa externa con un costo de \$6 USD/t movida.

Tabla 6.18 movimiento de materiales contaminantes

Transporte	Costo unitario[\$USD/t]	Movimiento de material[t/mes]	Costo total [USD/mes]
Polvo en camiones <i>supersucker</i>	0,5	1.090	\$545
Movimiento de residuos	6	57	\$342
Contingencia (20%)	-	-	\$179,4
Total	-	-	1076,4



6.4.5 Consumo de insumos y mantenciones

Respecto al consumo de insumos y las mantenciones de los equipos se referenciará principalmente por lo establecido en el “*Cost estimation Handbook second version*” (AUSIMM, 2017) y para el caso de las celdas EMEW considera una cotización directa con el proveedor EMEW *clean technology*.

Respecto a las celdas Emew Plate la mantención total de ellas requerirá un costo igual a 110 USD/t de Cu, como se recuperan mensualmente 108 toneladas de cobre fino (considerando cobre total, sin disponibilidad, ni cobre soluble) el costo de mantención asociado a estas celdas asciende a \$11.700 USD/mes.

Los reactores agitados tienen un costo de mantención de 0,25-0,5 USD/t sólidos tratados, por economía de costos al ser los equipos pequeños, la mantención se estima en la más alta posible, al ser 5 reactores a 0,5 USD/t, tratando 1.050 t/mes, se tiene un total de mantención de \$2.625 USD/mes.

La bomba centrífuga para separación de sólido y líquido tiene un costo de mantenimiento de 3,5 USD/t sólidos tratados, esto se traduce en \$3.675 USD/mes.

Los filtros de prensa tienen un costo de mantenimiento de 2,5 USD/t tratada, pero a diferencia del resto de equipos los filtros de prensa requieren cambiar los filtros con frecuencia, por lo que además tienen un costo filtros (como insumo) de 1 USD/t tratada, por lo que por concepto de mantención de \$2.625 USD/mes y de insumos de \$1.050 USD/mes.

El mantenimiento del filtro de disco tiene un costo de 2,5 USD/t tratada y un costo de filtros (como insumo) de 1,5 USD/t tratada. Lo que se traduce en \$2.625 USD/mes y \$1.575 USD/mes respectivamente.

El Harnero desagugador tiene un costo de mantención de 2 USD/t tratada lo que se traduce en \$2.100 USD/mes.

Respecto al espesador de la planta de PAAA se tiene un costo de 2,3 USD/t de sólido tratada, lo que implica un total mensual de \$2.415 USD/mes.



RECUPERACIÓN DE CÁTODOS DE ZINC A PARTIR DE POLVOS DE FUNDICIÓN

Las piscinas de reposo tienen un costo de mantenimiento de 0,2 USD/t-sólidos, en total en la planta se utilizarán 5 piscinas lo cual se traduce en \$1.050 USD/mes

Las celdas electrolíticas tendrán un mantenimiento mensual de USD \$20.000 por recomendación de los proveedores.

Se considerará además una contingencia mensual del 20% del total (unos \$9.028). Lo que se traduce en un costo mensual por concepto de mantenciones e insumos de \$54.168. El resumen de los costos asociados a mantenciones se puede ver en la tabla 6.19.

Tabla 6.19 costo mensual OPEX del mantenimiento e insumos de los equipos

Equipo	Ítem	Costo mensual [USD]	Código [Denominación]
EMEW plate	Mantención	\$11.700	B
Reactores agitados	Mantención	\$2.625	C
Centrifuga	Mantención	\$3.675	C
Espesador	Mantención	\$2.415	C
Filtro de prensa	Mantención	\$2.625	C
Filtro de prensa	Insumos	\$1.050	C
Filtro de disco	Mantención	\$2.625	C
Filtro de disco	Insumos	\$1.575	C
Harnero desaguador	Mantención	\$2.100	B
Piscinas	Mantención	\$1.050	A
Celdas electrolíticas	Mantención	\$20.000	A
Contingencia (20%)	-	\$10.288	A
Total	-	\$61.728	F

6.4.6 Costo de Mano de obra

El costo de la mano de obra necesita un conjunto de trabajadores, los cuales se resumen en operadores, mantenedores y supervisores considerando dos turnos diarios y uno adicional para reemplazos. El costo operacional de la mano de obra es de \$12.400 USD/mes. El desglose del costo de sueldos se presenta en la tabla 6.20.



RECUPERACIÓN DE CÁTODOS DE ZINC A PARTIR DE POLVOS DE FUNDICIÓN

Tabla 6.20 Costo de la mano de obra para la planta

Personal	Personal/día	Turno/día	Costo Unitario [USD/mes]	Costo total [USD/mes]
Operador	3	2	\$1.200	\$3.600
Mantenedor	3	2	\$1.400	\$4.200
Supervisor	2	2	\$2.300	\$4.600
Gerente	1	1	\$4.200	\$4.200
Mano de obra total	-	-	-	\$16.600

Todos los costos mencionados tienen incidencia en el OPEX total de la planta. El resumen de los OPEX es presentado en la tabla 6.21

Tabla 6.21 Resumen OPEX total mensual de la planta

Recurso	Costo [USD/mes]	Costo [USD/año]	Código [Denominación]
Reactivos	\$169.288	\$2.031.456	F
Energía	\$421.648	\$5.060.210	F
Agua	\$5.146	\$61.752	F
Movimiento de materiales contaminantes	\$1.076	\$12.916	F
Insumos y mantención de equipos	\$61.728	\$740.736	F
Mano de Obra	\$16.600	\$199.200	B
OPEX Total	\$675.522	\$8.106.266	F

6.5 Análisis de los ingresos esperados

La planta propuesta permite recuperar tanto cobre como zinc, ambos en forma de cátodos de alta pureza.

Tabla 6.22 Precio del cobre y el zinc usados para el proyecto Fuente: COCHILCO

Metal	USD/Lb	Código [Denominación]
Cu	\$ 2,85	C
Zn	\$ 1,20	C

Ya que se desconoce la totalidad del cobre soluble de la planta, se asume una cantidad igual al 84% del total, ya que dos polvos presentan este valor. Además, se tiene que como la lixiviación es agitada se puede recuperar el 85% del cobre soluble. Por otra parte, el zinc en lixiviación agitada se puede recuperar entre el 93 y 97% así que se asumirá que se recuperará el 95%. Por otra parte, se tienen pérdidas de Cu y Zn en los barras anódicos debido al arrastre generado en la centrifuga y el filtro de disco. Por otra parte, la disponibilidad de la planta es



RECUPERACIÓN DE CÁTODOS DE ZINC A PARTIR DE POLVOS DE FUNDICIÓN

de 90%, es por esto que en las condiciones anteriormente señadas se recuperarían 82,67 toneladas de cobre mensuales, cercano a 992 toneladas anuales de cobre mientras que se recuperarían 190,51 toneladas mensuales de zinc (cerca de las 2.286 toneladas anuales de este metal). Esto significaría un flujo de 1.043.728 USD/mes (o 12.524.738 USD/año).

Tabla 6.23 Beneficio económico mensual por recuperación de cobre y zinc

Metal	Toneladas recuperadas [t/mes]	Beneficio [USD/mes]	Beneficio [USD/año]	Código [Denominación]
Cobre	82,67	\$519.415	\$6.232.985	F
Zinc	190,51	\$504.003	\$6.048.038	F
Total	273,18	\$1.023.419	\$12.281.023	F

Este cálculo no considera el oro y la plata que está contenido en el barro generado producto de la separación sólido líquido hecha por la centrifuga después de la lixiviación agitada y que puede enviarse a la fundición como un aporte de metales preciosos al barro anódico. Considerando que la eficiencia de la separación sólido-líquido de la centrifuga es del 92% la concentración de estos metales en los barros permitiría recuperar desde el 95% de las leyes presentes en los polvos, 2,01 kg de oro y 67,55 kg de plata por lo que el potencial económico de estos 2 metales preciosos es de hasta aproximadamente \$124.076 USD/mes en oro (considerando un precio de venta 1.750 USD/onza de oro) y \$38.720 USD/mes en plata (considerando un precio de venta de 16,25 USD/onza de plata). En resumen, el tratamiento de los barros anódicos para recuperar estos dos metales permitiría generar una ganancia adicional de hasta \$1.953.552 USD/año (sin considerar factores de transporte, tratamiento, disponibilidad, capacidad, etc).



CAPÍTULO 7. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1 CONCLUSIONES

- La distribución granulométrica de los diferentes polvos de la fundición de cobre, muestran un P_{80} por debajo de los 50 μm , lo que dificulta las operaciones de lixiviación agitada y separación sólido/líquido. Esta condición resulta más excluyente para procesos de flotación neumática o pirometalúrgicos.
- La caracterización química de los diferentes tipos de polvo de fundición, muestran un alto contenido de Zn y de Cu, acompañados con impurezas de As y Cd, que deben ser precipitados y dispuestos de manera segura previo a la recuperación electroquímica del zinc y del cobre.
- Se determinó en base al contenido de zinc y dilución de impurezas, que el mejor compuesto se obtiene mezclando 70 t CPS, 70 t CT, 90 t tolvines 130 t Miljo He y 690 t Miljo CT. Asimismo, la mayor extracción de Zn y de Cu, se logra usando un lixiviante que mezcla agua fresca con solución ácida proveniente de la planta de tratamiento de gases de la fundición.
- Los experimentos de la cinética de lixiviación agitada del compuesto de polvos de fundición muestran que después de 1 h de lixiviación se logra extraer cerca de un 85% de cobre soluble, 97% del zinc y 55% del hierro.
- Se propone un diagrama de flujos y balance de masas los cuales consideran reactores de lixiviación agitada, espesadores, filtros, extracción por solventes, electroobtención EMEW, tanques de almacenamiento de soluciones y piscinas. Esta integración de operaciones unitarias muestra que es factible tratar anualmente 12.600 t de polvos de fundición para producir de forma económicamente viable 2.342 t de Zn y 1.008 t de Cu. Asimismo, se estima que se enviarán a la fundición a través del ripio de lixiviación: 24,12 kg de oro y 810,6 kg de Ag al año, como contribución indirecta a los actuales ingresos de la fundición de Paipote.
- El CAPEX de la planta se estima en \$8.558.796 USD con un valor de OPEX de \$8.106.266USD/año.



- Los posibles beneficios económicos por ingresos de la planta podrían llegar hasta los \$12.281.023 USD/año.

7.2 Recomendaciones

- Validar los resultados de la prueba de cinética de lixiviación agitada de polvos.
- Para la economía del proceso propuesto para la recuperación del zinc y también para eliminar un pasivo actual de la Planta Paipote, sería importante evaluar experimentalmente alternativas para la remoción del Cd desde la solución ácida proveniente de la planta de tratamiento de gases de la fundición, como intercambio iónico, electrodiálisis reactiva, extracción por solventes, entre otras.
- Para una mejor especificación técnica de los equipos de separación sólido/líquido, se requiere estudiar los tiempos de filtración y sedimentación necesarios para estas pulpas con alto contenido de partículas finas y ultrafinas. Para el espesamiento es importante conocer la conducta reológica de la pulpa.
- Analizar los polvos de fundición para la búsqueda de otros elementos de valor como son el Ge, Re, Bi, entre otros, que actualmente se desconocen y para los que existen procesos bien definidos.
- Estudiar otros métodos innovadores para la precipitación de cadmio y plomo.



REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Roux E.; Gnoinski J., Ewart I.; Dreisinger D. (2008). *Cu-removal from the skorpion circuit using EMEW® technology*. The fourth southern African conference on base metals. páginas 27-44, Electrometals Canada Inc., North Vancouver, Canadá.
- Pimasa. (2004). *Diseño de proceso hidrometalúrgico para recuperar contenidos metálicos (Zn, Pb, Cu, etc.) a partir de polvos de acerías y de fundiciones de cobre*. Proyecto para minera andina S.A. Santiago, Chile.
- Foster Ing. (2019). *Servicio estudio de producción de cátodos de zinc fundición Hernán Videla Lira- ENAMI “Análisis crítico del estado del arte del tratamiento de polvos de fundición orientados a la recuperación de zinc”*. Santiago, Chile.
- CRU Consulting. (2018). *Zinc, Caracterización y análisis de mercado internacional de minerales en el corto, mediano y largo plazo con vigencia al año 2035*. Unidad de planeación minero energética. Santiago, Chile.
- Cifuentes G. (2012). *Electroobtención de zinc utilizando celda de electrodiálisis reactiva*. Postgrado de metalurgia, Universidad de Santiago, Santiago, Chile.
- Frazer E. J.; Lwin T. (1987). *Identification of optimum conditions for zinc electrowinning in high-purity synthetic electrolytes*. Journal of applied electrochemistry. Páginas 453-462.
- Hiche J. (2012). *Dimensionamiento de una planta para recuperación de zinc como $ZnSO_4 \cdot 7H_2O$, a partir de polvos de horno eléctrico de fundiciones con ácido sulfúrico*. Proyecto para optar al título de ingeniero civil químico. Pontificia universidad católica de Valparaíso, Valparaíso, Chile.
- Zhao G.; Liu Q. (2011). *Effects of impurities ion on zinc electrowinning process in alkaline leaching*. 2010 International Conference on biology, environment and chemistry. Páginas 397-400, Singapur.
- Ros A. (2013). *Polvos de fundición de cobre (datos bibliográficos)*, Murcia, España.



- Badilla S. (2013). *Optimización Hidrometalúrgica a través de sistemas de celdas EMEW®*. Proyecto para optar al título de ingeniero civil en metalurgia extractiva, pontificia universidad católica de Valparaíso, Valparaíso, Chile.
- Font O.; Moreno N.; Aixa G.; Querol X.; Navia R. (2011). *Copper smelting flue dust a potential source of germanium*. Revista de la sociedad española de mineralogía paginas 87-88.
- Mooiman M.; Ewart I.; Robinson J. (2012). *Electrowinning precious from cyanide solution using EMEW® technology*. Franklin Pierce University, North Brattleboro, Estados Unidos.
- Villalobos T. (2019). *Opciones de tratamiento y recuperación de elementos metálicos de valor contenidos en borras*. Memoria de título de ingeniero civil de minas, Universidad Técnica Federico Santa María, Santiago, Chile.
- Ghani A., Saleem J, Hameed Z., Lal H., Shoaib M. (2016). *Study of Zinc Leaching of EAF Flue Dust Using Sodium Hydroxide*. Pak. J. Anal. Environ. Chem. Vol. 17, No. 1, 33– 37.
- Mallea R., Gutiérrez I., Reghezza A. (2018). *Informe Ejecutivo de los Resultados de Pruebas Experimentales del Proyecto Eureka*, Ecometales Chile.
- Jia-JunKe. Rui-YunQiu. Chia-Yung Chen (1984). *Recovery of metal values from copper smelter flue dust*. Volume 12, Issue 2, May 1984, Pages 217-224.
- Grudinsky P., Dyubanov V., Kozlov P. (2019). *Copper Smelter Dust Is a Promising Material for the Recovery of Nonferrous Metals by the Waelz Process*. Inorg. Mater. Appl. 10: 496.
- Seetharaman S., McLean A., Guthrie R., Sridhar S., (2014). *Treatise on Process Metallurgy*. Vol. 3: Industrial Processes, Part A. Elsevier.
- Moats M., Guerra E., González J., in: Centomo L., Collins M., Harlamovs J. and Liu J. (Eds), (2008). *Zinc and Lead Metallurgy*. Met. Soc., Montreal, 307-314.



- Gharabaghi M., Irannajad M., Azadmehr A. (2012). *Selective Sulphide Precipitation of Heavy Metals from Acidic Polymetallic Aqueous Solution by Thioacetamide. Industrial & Engineering Chemistry Research*. American Chemical Society, Vol. 51, Issue 2, 954-963.
- Alguacil F., Magne L., Navarro P., Simpson J. (1996). *Tratamiento hidrometalúrgico de los polvos de fundición de cobre. Desarsenificación de las disoluciones de lixiviación*. Rev. Metal Madrid, 32-36.
- Gupta, C.K., mukherjee, T.K. *Hydrometallurgy in Extraction Processes*. Vol. II. CRC Press. Boca Ratón (EE.UU.), 1990. páginas 63-71.
- Navarro P., Coedo A., Simpson, J., Dorado M., y Alguacil F.J. (1995) *Anais do XVI Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia*. Vol. II. Eds. A.J.B. Dutra, J.P. Barbosa y R.B.E. Trindade. Río de Janeiro (Brasil), 1995: 177-189.
- Arias P., Herrero D., Cambra J., Antuñano N. (2013). *Electrowinning studies for metallic zinc production from double leached Waelz oxide*. Escuela de ingeniería de Bilbao (Universidad del país vasco), Bilbao, España.
- Youcai Z., Qiang, L., Chenglong Z., Jiachao J. (2013). *Production of ultrafine zinc powder from wastes containing zinc by electrowinning in alkaline solution*. Brazilian journal of chemical engineering. Páginas 857-864. Brasil.
- Morales A. (2006). *Caracterización de polvos de fundición de cobre y establecimiento de rutas de procesado*. Departamento de ciència dels materials i enginyeria metalúrgica programa de doctorat d'enginyeria del mediambient i del producte. Universitat de Barcelona, Barcelona, España.
- Payno M., Setién J. (2016). *Metalurgia y siderurgia*. Departamento de ciencia e ingeniería del terreno y de los materiales. Universidad de Cantabria, Cantabria, España.
- COCHILCO (2016). *Mercado chileno del ácido sulfúrico al año 2025*. Dirección de estudios y políticas públicas. Santiago, Chile.



AusIMM (2017). *Cost estimation handbook second edition monograph 27*. The Australian institute of mining and metallurgy. Ground floor, 204 lygon street, Carlt Victoria 3053, Australia.

Ugarte G. (2005). *La problematica del arsénico y su solución en los nuevos procesos hidrometalúrgicos para la producción de cobre*. Hydro copper 2005 III international copper hydrometallurgy workshop. Páginas 403-412, Santiago, Chile



CAPÍTULO 8. ANEXO

Tabla 9.8.1 Carta gantt

Actividad	Semanas																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
Búsqueda de Antecedentes teóricos																									
Búsqueda de Estado del arte																									
Caracterización física, química y mineralógica del mineral.																									
Consumo de reactivos																									
Cálculo de compositación																									
Lixiviación y filtración de polvos																									
Análisis resultado lixiviación																									
Determinación final planta																									
Cálculo CAPEX y OPEX																									

8.1 Figuras de procesos y equipos



Figura 8.1 pH-Meter.



Figura 8.2: Agitador Dragon Lab® OS20-Pro



Figura 8.3 Bomba de presión Boeco® R-300



Figura 8.4 Balanza digital Winkler® sensibilidad 0,01[g]



Figura 8.5 Balanza digital Revel® sensibilidad 0,0001[g]



Figura 8.6 Espectrómetro láser fritsch® para granulometrías finas



Figura 8.7 Estufa EDEMET



Figura 8.8 Agitador magnético JKI

8.2 DATOS HISTÓRICOS DE LOS POLVOS DE FUNDICIÓN

Tabla 8.2 composición metálica del polvo MILJO HE mes a mes

	Elemento	Cu	Ag	Au	Pb	Zn	S	Cl	Sb	As	Bi
	Unidad	%	g/t	g/t	%	%	%	%	%	%	ppm
2018	Enero	2,71	21,00	0,50	0,99	63,25	1,15	0,11	0,03	0,06	13,00
	Febrero	4,49	37,00	0,62	0,94	51,30	1,22	0,53	0,04	0,09	21,00
	Marzo	1,58	24,00	0,18	1,06	62,86	0,81	0,07	0,04	0,06	53,00
	Abril	1,14	15,00	0,04	0,96	64,20	0,55	0,07	0,03	0,05	14,00
	Mayo	1,39	27,00	0,14	1,10	61,12	0,83	0,25	0,04	0,06	7,00
	Junio										
	Julio	3,07	28,00	0,19	0,85	57,90	1,18	0,41	0,06	0,10	11,00
	Agosto	3,38	40,00	0,37	0,97	39,00	1,33	0,14	0,05	0,04	58,00
	Septiembre	1,72	24,00	0,16	0,99	48,50	0,63	0,25	0,04	0,03	12,00
	Octubre	1,91	28,00	0,25	0,93	55,43	1,40	0,07	0,08	0,26	37,00
	Noviembre	0,95	22,00	0,14	1,33	63,28	0,62	0,04	0,02	0,02	34,00
	Diciembre	0,84	23,00	0,12	0,87	63,75	0,71	0,21	0,02	0,02	24,00
2019	Enero	1,70	31,00	0,17	0,96	62,96	1,31	0,35	0,04	0,05	30,00
	Febrero	1,58	29,00	0,25	1,28	66,52	1,07	0,18	0,03	0,04	36,00
	Marzo	2,14	34,00	0,32	1,03	60,55	1,05	0,14	0,04	0,06	31,00

Tabla 8.3 composición metálica del polvo MILJO CT mes a mes

	Elemento	Cu	CuSO ₄	Ag	Au	Pb	Fe	SiO ₂ T.	MgO	Zn	S	Cl	Sb	As	Cd	Bi	Ni	Hg
	Unidad	%	%	g/t	g/t	%	%	%	%	%	%	%	%	%	%	ppm	ppm	ppm
2018	Enero	12,5	10,6	84,0	1,7	1,6	2,0	3,9	0,1	20,7	14,0	0,0	0,1	2,4	1,8	3200,0	93,0	7,0
	Febrero	8,0	7,6	64,0	1,8	2,2	4,2	2,2	0,2	19,6	14,1	0,0	0,1	3,8	1,2	3100,0	78,0	1,0
	Marzo	5,6	4,1	58,0	0,8	1,4	4,0	4,9	0,1	21,4	13,3	0,0	0,2	6,0	1,8	2300,0	46,0	5,0
	Abril	5,4	5,0	33,0	0,8	2,6	3,8	1,1	0,2	22,4	14,0	0,0	0,2	4,2	1,2	1400,0	60,0	2,0
	Mayo	5,5	4,8	39,0	1,4	2,8	3,7	0,9	0,3	22,2	13,7	0,1	0,2	4,6	1,4	1400,0	61,3	1,0
	Junio	3,8	2,2	37,0	0,5	2,8	2,2	0,8	0,1	22,3	15,3	0,0	0,1	3,4	1,6	1800,0	29,0	1,0
	Julio	3,7	3,0	43,0	0,6	2,5	2,0	3,7	0,1	28,1	15,7	0,1	0,1	2,5	0,8	790,0	14,5	1,0
	Agosto	5,8	4,9	56,0	0,6	2,7	2,9	3,4	0,1	21,0	15,6	0,1	0,1	2,9	0,8	1400,0	72,0	1,0
	Septiembre	5,0	4,7	65,0	0,9	3,3	2,4	3,0	0,1	20,4	14,4	0,0	0,1	4,0	0,8	1700,0	70,0	1,0
	Octubre	8,9	7,4	67,0	0,6	2,6	5,2	4,9	0,2	16,6	14,1	0,0	0,1	3,6	1,2	2100,0	95,0	1,0
	Noviembre	9,8	7,5	80,0	1,8	2,7	4,9	10,2	0,2	16,8	14,2	0,1	0,1	3,9	0,6	2200,0	104,9	3,0
	Diciembre	9,1	7,7	60,0	1,4	2,7	5,0	7,8	0,2	15,1	14,5	0,0	0,1	3,4	1,6	2500,0	109,0	1,0
2019	Enero	8,7	6,8	50,0	1,6	2,5	5,1	9,3	0,2	17,8	13,9	0,1	0,2	3,7	1,7	2400,0	101,0	6,0
	Febrero	7,6	7,4	86,0	1,2	2,7	2,5	1,1	0,2	17,7	15,2	0,0	0,1	2,5	0,8	1500,0	103,0	3,0
	Marzo	7,8	7,0	56,0	1,2	1,7	4,6	6,3	0,3	15,3	16,9	0,0	0,1	2,2		1200,0	121,0	3,0

Tabla 8.4 composición metálica del polvo tolvines mes a mes

	Elemento	Cu	Ag	Au	Fe ₃ O ₄	Pb	SiO ₂ T.	Zn	S	Sb	As	Bi
	Unidad	%	g/t	g/t	%	%	%	%	%	%	%	ppm
2018	Enero	27,61	92,00	6,50	3,00	1,04	1,81	7,22	15,09	0,05	0,92	1000,00
	Febrero	24,58	67,00	6,10	3,60	1,32	3,33	9,39	13,93	0,05	1,18	1500,00
	Marzo	22,52	78,00	5,60	3,50	1,30	4,45	8,43	15,01	0,06	1,80	1500,00
	Abril	24,48	87,00	5,10	3,50	1,36	2,03	9,57	14,79	0,05	1,39	1300,00
	Mayo	20,18	85,00	4,90	3,20	1,80	1,56	10,92	14,46	0,05	1,26	930,00
	Junio	11,71	39,00	3,00	3,60	2,13	2,25	15,57	14,91	0,09	1,27	990,00
	Julio	31,99	114,00	6,50	7,60	1,11	1,99	9,83	16,07	0,04	0,41	360,00
	Agosto	15,31	67,00	3,90	2,90	2,00	2,68	17,14	15,78	0,06	1,06	950,00
	Septiembre	15,96	73,00	4,30	2,10	2,15	2,38	15,50	16,03	0,06	1,14	1200,00
	Octubre	20,31	83,00	4,70	3,00	1,78	2,03	12,00	15,74	0,06	1,20	1000,00
	Noviembre	24,37	100,00	5,90	3,40	1,75	2,07	13,24	15,64	0,07	0,96	1100,00
	Diciembre	28,36	96,00	5,80	1,70	1,05	2,64	9,08	17,29	0,01	0,61	680,00
2019	Enero	28,15	97,00	5,90	3,20	1,10	4,02	7,85	15,30	0,01	0,76	730,00
	Febrero	20,02	78,00	6,00	2,40	1,92	1,99	13,13	14,76	0,07	1,39	1000,00
	Marzo	20,02	96,00	6,20	2,20	1,53	5,31	9,62	14,41	0,07	1,46	790,00

Tabla 8.5 composición metálica del polvo CPS mes a mes

	Elemento	Cu	Ag	Au	Fe ₃ O ₄	Pb	SiO ₂ T.	Zn	S	Sb	As	Bi
	Unidad	%	g/t	g/t	%	%	%	%	%	%	%	ppm
2018	Enero	56,41	175,00	7,00	0,60	0,74	1,08	4,76	15,61	0,02	0,10	390,00
	Febrero	56,92	354,00	12,10	0,70	0,65	2,55	4,19	13,67	0,02	0,11	300,00
	Marzo	60,28	192,00	6,60	0,40	0,74	1,08	3,93	13,15	0,04	0,13	280,00
	Abril	34,80	112,00	3,20	0,80	1,46	0,56	11,46	16,41	0,02	0,09	360,00
	Mayo	31,63	103,00	5,00	0,90	0,61	1,64	5,38	24,34	0,01	0,05	110,00
	Junio	37,63	116,00	3,00	0,30	1,54	0,56	10,28	16,38	0,05	0,12	280,00
	Julio	75,94	268,00	6,20	0,50	0,24	0,86	1,38	14,54	0,01	0,06	23,00
	Agosto	51,79	181,00	5,00	0,60	0,91	0,35	6,51	13,94	0,01	0,09	160,00
	Septiembre	68,32	215,00	5,80	0,50	0,37	1,64	1,96	12,77	0,01	0,05	52,00
	Octubre	64,60	202,00	7,50	1,90	0,51	1,04	1,43	17,05	0,03	0,07	68,00
	Noviembre	70,04	214,00	8,90	0,50	0,31	1,81	1,68	15,47	0,01	0,06	45,00
	Diciembre	53,56	231,00	5,20	0,90	0,60	1,04	4,64	15,95	0,01	0,06	100,00
2019	Enero	68,92	180,00	8,30	1,10	0,33	0,52	1,71	16,39	0,01	0,06	72,00
	Febrero	60,09	184,00	6,50	0,50	0,82	2,16	4,68	12,51	0,02	0,09	130,00
	Marzo	58,53	147,00	5,10	0,85	0,27	1,56	1,72	13,14	0,01	0,07	15,00

Tabla 8.6 composición metálica del polvo CT mes a mes

	Elemento	Cu	Ag	Au	Fe ₃ O ₄	Pb	SiO ₂ T.	Zn	S	Sb	As	Bi
	Unidad	%	g/t	g/t	%	%	%	%	%	%	%	ppm
2018	Enero	38,82	108,00	6,50	2,30	0,56	1,60	4,02	16,46	0,03	0,75	710,00
	Febrero	25,96	72,00	5,10	2,00	0,85	5,10	6,24	15,51	0,02	1,47	1100,00
	Marzo	36,17	109,00	6,50	1,80	0,61	1,98	3,70	16,58	0,05	1,05	700,00
	Abril	24,12	63,00	4,20	1,40	1,13	1,68	7,79	15,72	0,02	1,38	700,00
	Mayo	19,62	72,00	3,80	2,00	1,61	3,33	8,72	15,61	0,03	1,48	610,00
	Junio	18,94	40,00	3,60	0,80	1,18	1,90	10,07	16,61	0,05	1,06	660,00
	Julio	30,89	110,00	6,20	2,40	0,94	1,86	8,06	16,92	0,02	1,18	460,00
	Agosto	24,47	79,00	4,20	1,80	1,20	1,47	9,27	16,65	0,01	0,84	560,00
	Septiembre	27,35	88,00	5,10	1,30	0,95	4,32	6,74	16,65	0,01	0,96	600,00
	Octubre	28,88	90,00	5,00	1,50	0,92	2,68	2,95	16,39	0,03	1,04	490,00
	Noviembre	33,18	104,00	6,10	1,50	0,68	1,73	4,45	16,36	0,01	0,81	380,00
	Diciembre	33,06	133,00	5,00	0,60	0,66	2,72	6,70	17,14	0,01	0,41	320,00
2019	Enero	40,72	114,00	7,20	3,60	0,72	3,46	3,60	16,21	0,01	0,49	380,00
	Febrero	26,98	87,00	5,60	1,30	0,91	4,62	4,92	16,19	0,01	0,87	440,00
	Marzo	24,60	61,00	6,20	0,65	0,75	5,66	5,04	15,32	0,01	1,05	350,00

Tabla 8.7 experiencias para cinética de extracción

Contenido	Experiencia 1	Experiencia 2	Experiencia 3
Polvo [g]	38	38	38
Ácido sulfúrico [ml]	75	0	300
Agua destilada [ml]	225	300	0

Tabla 8.8 extracción de zinc y cobre para distintos medios lixiviantes y distintos tiempos

Tiempo (h)	Extracción de Cobre			Extracción de Zinc		
	Exp. 1 (%)	Exp. 2 (%)	Exp. 3 (%)	Exp. 1 (%)	Exp. 2 (%)	Exp. 3 (%)
0:00	0	0	0	0	0	0
0:30	75	64	83	84	83	86
1:20	87	66	84	98	84	91
2:50	95	68	85	95	88	100
4:20	99	68	84	88	87	86
6:00	100	67	84	92	91	76

Lavador P1												
Elemento	Unidad	2017										
		Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre
Cu	mg/L	3682,8	2254	2348,8	2012	2428	3545	1597,2	3360	2461,5	3190,4	2432
Cl	g/L	3,03	7,52	2,94	2,45	2,91	3,12	2,43	3,69	2,41	3,3	2,89
Zn	mg/L	21248	13640	9988	7476	17030	28150	1704	30350	18720	22180	24932
Fe	mg/L	2288	184	207,6	200,4	419	600	224,4	338	176	226,8	186,8
Al	mg/L	2185,2	1840	1648,8	1392	1606	2179,5	1283,5	2491	2252	2141,2	1840,4
Pb	mg/L	6,4	32,4	9,2	9,6	37,5	44,5	5,6	4,5	8,6	11,2	16,8
Ni	mg/L	0,2	12	2,4	0,4	4,5	4,5	0,01	5	2,4	4	3,6
Hg	mg/L	0,46	7,89	6,98	1,91	0,41	1,52	0,24	0,11	0,34	0,22	0,28
Cd	mg/L	240	160	88	120	200	25	130	550	350	520	560
Bi	mg/L	0,7	31,2	38	37,6	36	47	38,8	120	73	64	80
Sb	mg/L	7,9	56,8	56	168	28,5	96,5	25,2	104	59,5	92,4	76,4
Polvero	g/l	7,77	3,98	4,93	1,33	1,06	1,8	1,25	6,1	3,12	2,81	4,36
Sulfato	g/l	81,04	70,72	75,67	74,14	101,12	173,96	82,37	107,94	84,73	84,96	84,54
Acido	g/l	45,57	46,55	57,82	61,74	77,91	129,36	67,13	62,72	53,37	40,67	49
2018												
Enero		3325,6	2880	69	3055	2400	4755,5	4835	1265	2522	2600	2110
Febrero		3,51	3,16	3,14	1,63	2,11	5,14	3,44	1,08	2,92	1,29	3,03
Marzo		28840	25060	37100	33350	44100	4574	27780	18750	26950	22900	19480
Abril		484	334	269	375,5	414,5	1185,5	665	810	443,5	290	484,5
Mayo		2050	2500,5	2081,5	2662	3291	32,84	2629,5	1339,5	2383,5	2012,4	2151
Junio		0,047	11,5	4	13	10,5	31	15,5	15,5	38	120,5	9
Julio		4,8	3,5	2,5	1	2,5	4,5	6	7,5	3,5	2,5	3,5
Agosto		0,43	0,182	0,108	0,087	0,719	1,19	0,31	0,54	0,632	1,96	0,32
Septiembre		440	600	750	800	900	700	900	350	600	800	500
Octubre		136	110	80	45	43	42	70	44,5	70	75	80
Noviembre		86,4	74	54	125,5	127	154	95	39,5	143	86,5	99,5
Diciembre		7,15	2,39	2,69	2,6	0,42	7,47	7,18	1,49	3,5	5,91	1,8
2019												
Enero		113,69	102,96	115,13	97,28	133,7	142,62	118	119,86	102,46	188,47	94,34
Febrero		63,21	65,66	61,25	45,08	73,01	69,58	66,64	90,65	61,25	140,63	65,66
Marzo		280	280	280	280	280	280	280	280	280	280	280
Abril		80	80	80	80	80	80	80	80	80	80	80
Mayo		44,5	44,5	44,5	44,5	44,5	44,5	44,5	44,5	44,5	44,5	44,5
Junio		95	95	95	95	95	95	95	95	95	95	95
Julio		127,5	127,5	127,5	127,5	127,5	127,5	127,5	127,5	127,5	127,5	127,5
Agosto		39,5	39,5	39,5	39,5	39,5	39,5	39,5	39,5	39,5	39,5	39,5
Septiembre		149	149	149	149	149	149	149	149	149	149	149
Octubre		5,91	5,91	5,91	5,91	5,91	5,91	5,91	5,91	5,91	5,91	5,91
Noviembre		1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8	1,8
Diciembre		2,71	2,71	2,71	2,71	2,71	2,71	2,71	2,71	2,71	2,71	2,71
T. Quench P2												
Elemento	Unidad	2017										
		Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre
Cu	mg/L	2715,2	3488,8	3321,6	3204	3004	3150	1616,4	1480	1385	3338,4	2624
Cl	g/L	10,81	3,03	7,06	5,85	7,41	6,06	5,14	8,12	6,38	9,98	11,03
Zn	mg/L	21880	16680	13920	11904	20450	18000	3932	14150	10240	22590	26616
Fe	mg/L	9940	1568	1400	1344	1530	1590	464	850	555	1112	992
Al	mg/L	5076	4956	6372	4640	4184	4473,5	1994	4754	3191,5	7148	6495,2
Pb	mg/L	12	24	11,6	10	45	9	6	6	9,6	16,8	16
Ni	mg/L	0,1	6	5,2	3,6	5,5	4,5	0,01	5	1,5	3,6	4
Hg	mg/L	34,83	39,67	271,75	20,22	6,68	82,96	13,82	2,24	83,59	105	72,7
Cd	mg/L	680	400	440	440	500	45	250	750	400	1600	1600
Bi	mg/L	4,7	160	180	148	125	105	48	130	120	236	196
Sb	mg/L	11,7	129,2	148,8	214	87	124,5	16	113	61,1	170	176
Polvero	g/l	12,17	17,96	18,01	8,14	11,06	9,29	4,35	13,42	8,62	6,12	14,14
Sulfato	g/l	163,03	201,18	232,55	238,57	297,26	289,84	142,64	116,87	134,35	175,09	169,73
Acido	g/l	189,69	187,18	234,67	244,02	275,87	265,09	137,69	102,9	126,66	175,42	133,3
2018												
Enero		2664,8	2890	45,5	2720	1634,5	3105,5	4458	2024,5	2062	1941	1894,5
Febrero		10,32	10,53	8,72	4,36	2,75	8,65	5,99	5,38	5,21	2,49	5,74
Marzo		13200	12335	13060	17800	14320	3100	20950	10130	11580	17020	7410
Abril		1200	1425	815	1180	760	3941,5	1825	105	1135	780	985
Mayo		4880	5610	3030	5475	2856	3340,5	4160	3126	3091	2741,6	2273
Junio		0,072	15	5	13,5	7	13,5	16,5	20,5	29	104,5	19,5
Julio		2,4	2,5	1,5	1,5	2	2,5	6	8	5	2	3
Agosto		12,4	74,58	16,569	38,42	5,127	2,23	12,43	9,97	1,745	23,7	3,93
Septiembre		760	1000	900	1500	700	850	1300	1100	700	1200	500
Octubre		228	200	120	100	60	70	140	90	120	137,5	85
Noviembre		102	81	57,5	111	75	108	116,5	50,5	107	82	68
Diciembre		14,29	11,97	3,85	5,12	10,83	18,06	9,35	3,27	8,33	5,32	1,81
2019												
Enero		177,36	196,87	151,02	194,94	174,94	210,75	224,06	222,41	12,53	159,66	102,78
Febrero		167,09	188,16	140,14	176,15	156,8	171,01	188,65	186,43	135,48	178,85	93,59
Marzo		350	350	350	350	350	350	350	350	350	350	350
Abril		175	175	175	175	175	175	175	175	175	175	175
Mayo		110	110	110	110	110	110	110	110	110	110	110
Junio		55	55	55	55	55	55	55	55	55	55	55
Julio		168	168	168	168	168	168	168	168	168	168	168
Agosto		7,44	7,44	7,44	7,44	7,44	7,44	7,44	7,44	7,44	7,44	7,44
Septiembre		236,33	236,33	236,33	236,33	236,33	236,33	236,33	236,33	236,33	236,33	236,33
Octubre		429,1	429,1	429,1	429,1	429,1	429,1	429,1	429,1	429,1	429,1	429,1
Noviembre		218,05	218,05	218,05	218,05	218,05	218,05	218,05	218,05	218,05	218,05	218,05
Diciembre		457,54	457,54	457,54	457,54	457,54	457,54	457,54	457,54	457,54	457,54	457,54

Figura 8.9 concentraciones metálicas en los lavadores



8.3 LIXIVIACIÓN DE LOS POLVOS

Debido a la granulometría de los polvos, el único proceso de lixiviación aplicable es de tipo agitada. Este proceso se realizó de la siguiente forma:

- Lixiviación agitada a temperatura ambiente para cada tipo de polvo (5) con agua destilada pH 5,8.
- Lixiviación agitada a temperatura ambiente para cada tipo de polvo (5) con agua y H_2SO_4 pH de la solución igual a 1.
- Lixiviación agitada a temperatura ambiente para cada tipo de polvo (5) con H_2SO_4 concentración de 160 g/L.
- Lixiviación agitada a 60°C para cada tipo de polvo (5) con agua destilada pH 5,8.
- Lixiviación agitada a 60°C para cada tipo de polvo (5) con agua y H_2SO_4 pH de la solución igual a 1.
- Lixiviación agitada a 60°C para cada tipo de polvo (5) con H_2SO_4 concentración de 160 g/L.
- Lixiviación agitada a temperatura ambiente para compuesto de polvo con agua destilada pH 5,8 (5)
- Lixiviación agitada a temperatura ambiente para compuesto con agua y H_2SO_4 pH de la solución igual a 1.
- Lixiviación agitada a temperatura ambiente para compuesto con H_2SO_4 concentración de 160 g/L.
- Lixiviación agitada a 60°C para compuesto con agua destilada pH 5,8.
- Lixiviación agitada a 60°C para compuesto con agua y H_2SO_4 pH de la solución igual a 1.
- Lixiviación agitada a 60°C para compuesto con H_2SO_4 concentración de 160 g/L.

Estos procesos se deben realizar de 2 formas, en el caso de las lixivitaciones a temperatura ambiente, se utilizan agitadores convencionales mientras para las lixivitaciones a 60°C se utilizan agitadores magnéticos, en este caso el proceso se hace calentando el medio lixivante en baño maría. Cada polvo se vierte en un vaso precipitado de 250 mililitros donde posteriormente se añade el medio lixivante a utilizar. El tiempo de lixiviación es de 30

minutos cronometrados (este tiempo se fijó pues se observó que en pruebas preliminares hechas por ENAMI-Paipote pasado los 30 minutos se ha recuperado el 95% del zinc y el 85% del cobre soluble). De esta etapa se obtiene una solución acuosa con la presencia de polvo cementado el cual debe ser filtrado.



Figura 8.10 Lixiviación agitada con agitadores convencionales.



Figura 8.11 Lixiviación agitada con agitadores magnéticos.

8.4 FILTRADO Y EMPAQUETADO

La solución acuosa resultante de la lixiviación agitada debe ser filtrada, para esto se utiliza un matraz de Erlenmeyer, papel filtro y una bomba de vacío. Este proceso tiene una duración variable puesto que primero se filtra cada polvo durante 30 minutos, pero la mayoría de las veces este no es suficiente para que el electrolito resultante quede libre de sólidos en suspensión. Para solucionar esto se debe dejar reposar los electrolitos durante 72 horas y volver a filtrar, posterior a esto se procede a empaquetar el electrolito en botellas plásticas las que deben ir rotuladas especificando el polvo/compósito lixiviado y las características bajo las cuales se lixivió (temperatura, medio lixivante).



Figura 8.12 Filtrado de polvos con bombas de vacío y matraz de Erlenmeyer para separación de sólido y líquido.



Figura 8.13 Empaquetado de PLS en vasos de plástico.



Precios Indicativos para emew

Fecha	26-02-2020
No. de Cotización	ES2020-859
Compañía	Chile
Nombre del Cliente	Sebastian Villa blanca
Pais	Chile
Metal	Cobre
Tasa de Producción (t/a)	1449 t/a
Otros	660 celdas emew
Precio del Equipo* (+/- 30%) (Ex-works delivery)	emew: \$2,299,500 Total: \$2,299,500
Costos de Operación	Energía (MWhr/t): 2.50 Mano de obra (Manhr/t): 1.50 Mantenimiento (US\$/t): \$110/toneladas
Área requerida (aproximadamente, solo emew)	345 m ²

*Este documento es solamente indicativo y no es una oferta de venta, el alcance y precios serán definidos por emewGroup una vez requeridos.



emew Corporation
308-2999 Underhill Ave, Burnaby, BC V5A 3C2 Canada
info@emew.com +1 604 988 058
Confidential - All Rights Reserved

Figura 8.14 Cotización EMEW® plate para recuperar cobre