

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE LIXIVIACIÓN DE POLVOS DE
ACERÍA CON ÁCIDOS ORGÁNICOS PARA RECUPERACIÓN DE
ZINC**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

**BYRON DAVID QUIROGA JARA
byron_dqj@hotmail.com**

**DIRECTOR: ING. ERNESTO HALE DE LA TORRE CHAUVÍN
ernesto.delatorre@epn.edu.ec**

Quito, agosto 2014

© Escuela Politécnica Nacional (2014)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Byron David Quiroga Jara, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Byron David Quiroga Jara

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Byron David Quiroga Jara, bajo mi supervisión.

Ing. Ernesto de la Torre MSc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

Primero ante todo quiero dar gracias a Dios, quien con su infinita misericordia y voluntad a sabido guiarme e iluminarme para llevar a cabo las distintas actividades que he desarrollado durante este largo y a veces difícil camino.

Las palabras se quedan cortas para agradecer a las personas que son mi motor, mi alegría y la razón de ser, por quienes lucharé toda mi vida; esto es para ustedes mis padres, David y Yolanda, gracias por darme la vida y ser mi apoyo incondicional. A mis hermanos quienes siempre me están ahí, que entre risas y juegos nos apoyamos incondicionalmente, Katherine y Andres, y a mi tía Amada que a sido como mi segunda madre y siempre a confiado en mi, este logro es para ustedes.

A toda mi familia, a mi tía Alicia, gracias por todo su apoyo y paciencia, a mi abuelita Mercedes, que es una bendición tenerla entre nosotros, tíos (a mi tío Efraín que me aprecia bastante), a mis primos, especialmente Luis Mario y Ángel, que mas que primos son amigos y hermanos ya que su apoyo siempre está ahí cuando lo necesito y yo siempre estaré ahí para ustedes, y a quienes siempre confiaron en mí, este logro es de todos.

Gracias a los Ing. Ernesto de la Torre y Alicia Guevara, quienes siempre estuvieron prestos a brindarme su ayuda. Gracias por todas sus enseñanzas durante este largo recorrido en nuestra Escuela Politécnica Nacional.

Me siento satisfecho y muy orgulloso de esta universidad que a mas de nutrir mis conocimientos me dio la oportunidad de conocer personas cheveres, quienes siempre han estado ahí para las farras y los estudios, mis amigos. Gracias a Johana (Joy), Juan Pablo (cachos), Dianis, Santiago Z (cuik), Dianita (saltarina), Edison (Makensi), Santiago I (capi), Isaac (pollo-potter), Martin (chivo), Ivan (can), Pancho y a todos los Lagarteros, sin ustedes no habría sido tan gratificante y amena mi estadía en la poli. Gracias a mis panas de la facu, Javier S, Meza, Guayasamin, Calamaro, Abarca por ser esas personas dato y acolite. También

gracias a los panas del drink-team, entre ellos Shagui, Pepe Lucho, oveja White, oveja black, Danilo, Fidel, Charlie, Tefi y todos, quienes a pesar de yo no ser de su promoción siempre me brindaron una gran amistad y a todos los demás amigos y compañeros de química, gracias por ser esos panas acolites e incondicionales.

A mis amigos Pedro Q, Javier J y Daniel M, personas que conozco por varios años con los cuales es muy grato compartir una amistad. A mis amigos del barrio entre ellos Santiago L (Tazo), Rigo, Marco P (Zummo) y a todos, gracias por su apoyo.

A mis amigos y compañeros de mi gran equipo U.J.H Senior, este logro también es para ustedes, ya que siempre me apoyaron tanto dentro y fuera de la cancha. Y todas esas personas que estuvieron ahí conmigo, aquellos que con un poco de bondad se ganaron mi infinito agradecimiento.

Gracias a mis amigos del Demex, Rody, Mishu, Caro, Sebas S, Diego A, Rommel, Majo V, Sr Ron, Sebas G y Daniel, sin ustedes no hubiera sido lo mismo, siempre entre risas y champions fue un gusto desarrollar la tesis en el departamento de metalurgia extractiva.

Gracias a las personas que forman parte del Demex, Señor Verito, Pauli, Evelin, Ely, Dianita y Don Klever, ya que siempre me brindaron la ayuda necesaria para el desarrollo de mi proyecto.

Gracias a todos, este es solo el inicio...

DEDICATORIA

“Haz sólo lo que amas y serás feliz, y el que hace lo que ama, está benditamente condenado al éxito, que llegará cuando deba llegar, porque lo que debe ser será, y llegará naturalmente”.

Facundo Cabral

El camino fue largo, con caídas, aciertos, alegrías y tristezas, pero siempre con buen ánimo las acepte y me levante. La vida es una batalla de nunca acabar, cuando alcanzas una meta, siempre llegan nuevos objetivos y estaré firme para afrontarlos, en la vida siempre habrá dichas y penas pero tú eres el único que puede decirle no Sr a las tristezas, lo que realmente guía tu vida son las decisiones que tomas y sobre todo la voluntad que tu le pongas, porque si no hay voluntad, no hay voluntad.

Este trabajo va dedicado a mis padres, David y Yolanda, a mis hermanos, Katherine y Andres, y a mi tía Amada por ser mi ejemplo, mi vida y mi fuerza. Este logro es para ustedes.

Y sin olvidarme de mis adorables mascotas, al Peluchin por ser mi compañero fiel por varios años al cual siempre recordaremos y la Amelia que con sus diabluras y ocurrencias siempre me saca una sonrisa.

A toda mi familia y amigos, quienes siempre confiaron en mí.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	viii
INTRODUCCIÓN	x
1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	1
1.1. Generación de polvos de acería	1
1.1.1. Composición de los polvos de acería	2
1.1.2. Efectos de los polvos de acería sobre el ambiente y los seres humanos	5
1.2. Procesos de tratamiento de polvos de acería	7
1.2.1. Proceso Waelz	8
1.2.2. Proceso Plasmadust	10
1.2.3. Proceso de reactor de llama	11
1.2.4. Proceso Zincex	11
1.2.5. Proceso Ezinex	12
1.2.6. Proceso Imperial Smelting	15
1.2.7. Recuperación de zinc mediante electrólisis	17
1.2.8. Biolixiviación	18
1.2.9. Lixiviación con ácidos inorgánicos	21
1.2.10. Proceso de recuperación de metales con membranas de intercambio iónico	23
1.3. Lixiviación de polvos de acería mediante ácidos orgánicos	28
2. PARTE EXPERIMENTAL	30
2.1. Evaluación de los ensayos de lixiviación para la recuperación de zinc con ácidos orgánicos	30
2.1.1. Determinación de las condiciones de lixiviación	32
2.1.2. Determinación de la cinética de lixiviación	35
2.2. Evaluación del proceso de recuperación del zinc por electrólisis	35
2.2.1. Determinación de las condiciones de lixiviación	35
2.2.2. Fusión del zinc catódico	37
2.3. Dimensionamiento de los equipos principales de la planta procesadora de 10 Ton/mes de polvos de acería	38
2.3.1. Determinación del diagrama de flujo del proceso	39
2.3.2. Diseño de tanques de almacenamiento y agitación para los distintos procesos	40
2.3.3. Diseño de la celda bi-electrolítica	40

2.4. Evaluación económica preliminar de la implementación industrial del proceso de tratamiento de polvos de acería con ácidos orgánicos	41
3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	43
3.1. Resultados de la evaluación de los ensayos de lixiviación	43
3.1.1. Ensayos de lixiviación al 1% de sólidos	43
3.1.1.1. Ensayos de lixiviación a concentraciones de 10 g/L	44
3.1.1.2. Ensayos de lixiviación a concentraciones de 100 g/L	45
3.1.1.3. Ensayos de lixiviación a concentraciones de 150 g/L	47
3.1.1.4. Comparación de los ensayos de lixiviación	49
3.1.2. Ensayos de lixiviación al 10 y 30% de sólidos	50
3.1.2.1. Ensayos de lixiviación al 10% de sólidos	50
3.1.2.2. Ensayos de lixiviación al 30% de sólidos	51
3.1.2.3. Comparación de los ensayos de lixiviación	52
3.2. Resultados de la cinética de lixiviación	54
3.2.1. Ensayos de la cinética de lixiviación al 1% de sólidos	54
3.2.2. Ensayos de la cinética de lixiviación al 10 % de sólidos	54
3.2.3. Ensayos de la cinética de lixiviación al 30 % de sólidos	55
3.3. Resultados de la recuperación de zinc por electrólisis	57
3.3.1. Preparación de la muestra	57
3.3.2. Ensayos de electrólisis	58
3.3.3. Fusión del zinc catódico	62
3.4. Dimensionamiento de equipos principales de la planta procesadora de polvos de acería	64
3.4.1. Determinación del diagrama de flujo de proceso	64
3.4.2. Condiciones de operación de los distintos equipos a instalarse en la planta	65
3.4.3. Balance de masa del proceso	66
3.4.4. Balance de energía del proceso	67
3.4.5. Selección y dimensionamiento de los equipos en la planta procesadora de polvos de acería	67
3.4.5.1. Tanque de lixiviación	68
3.4.5.2. Filtro prensa	69
3.4.5.3. Celda bi-electrolítica	70
3.5. Evaluación económica preliminar	75
3.5.1. Resultados del análisis de pre-factibilidad económica preliminar	75
3.5.1.1. Ingresos de la planta de producción	75
3.5.1.2. Gastos de la implementación de la planta	76
3.5.1.3. Sensibilidad de la evaluación de la pre-factibilidad económica para la implementación de la planta de recuperación de zinc con ácidos orgánicos	80

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	85
4.1. Conclusiones	85
4.2. Recomendaciones	86
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	88
ANEXOS	100

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Composición estándar de polvos de acería	4
Tabla 1.2.	Propiedades del proceso Ezinex	14
Tabla 3.1.	Caracterización química de los polvos de acería mediante la técnica de fluorescencia de rayos X (FRX)	43
Tabla 3.2.	Parámetros de operación utilizados para efectuar la recuperación de Zn por electrólisis	58
Tabla 3.3.	Resultados de la recuperación de Zn por electrólisis	59
Tabla 3.4.	Composición del Zn metálico obtenido de la fusión del Zn catódico	63
Tabla 3.5.	Condiciones de operación para lixiviación	65
Tabla 3.6.	Condiciones de operación en la celda bi-electrolítica	65
Tabla 3.7.	Condiciones de operación en la fusión del Zn catódico	65
Tabla 3.8.	Consumo diario de energía de los equipos principales de la planta	67
Tabla 3.9.	Dimensiones de los tanques de lixiviación	68
Tabla 3.10.	Dimensiones de los tanques de lixiviación según catalogo	69
Tabla 3.11.	Resultados obtenidos al decantar la solución de ácido acético proveniente de la lixiviación	69
Tabla 3.12.	Especificaciones del filtro de prensa	70
Tabla 3.13.	Especificaciones de la celda bi-electrolítica	71
Tabla 3.14.	Ingresos anuales de la venta de zinc metálico	76
Tabla 3.15.	Reactivos e insumos para la operación de la planta	76
Tabla 3.16.	Costo de los equipos principales de la planta de recuperación de zinc	77
Tabla 3.17.	Inversión Fija para la instalación de la planta	78
Tabla 3.18.	Sueldo de empleados de la planta	78

Tabla 3.19.	Costos anuales proporcionales a la inversión fija	79
Tabla 3.20.	Tabla de amortizaciones al capital prestado	80
Tabla 3.21.	Gastos anuales de la planta	81
Tabla 3.22.	Costo de producción de Zn vs ingresos por la venta de Zn	81
Tabla 3.23.	Indicadores económicos para la implementación de la planta	82
Tabla 3.24.	Flujo de fondos de la implementación de la planta	83
Tabla IV.1	Datos para dimensionar la celda bi-electrolítica	132
Tabla IV.2	Datos para construir la celda bi-electrolítica	135

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Esquema de un horno eléctrico de arco	2
Figura 1.2.	Fotografía MEB, correspondiente a una visión general de los polvos de acería	3
Figura 1.3.	Ciclo del plomo presente en los polvos de acería	6
Figura 1.4.	Recuperación de Zn y Fe, a 10% de sólidos a distinta concentración de HCl	22
Figura 1.5.	a) Intercambio iónico por permeación de membrana; b) intercambio adsorptivo en el caso de una resina de intercambio iónico	25
Figura 1.6.	Diagrama de cómo actúa una membrana de intercambio iónico	26
Figura 2.1.	Esquema del procedimiento experimental	31
Figura 2.2.	Esquema de los diferentes equipos para iniciar los ensayos de lixiviación	33
Figura 2.3.	Esquema de cómo realizar los ensayos en la cinética de lixiviación con soluciones paralelas	34
Figura 2.4.	Esquema de los distintos elementos en la celda bi-electrolítica	36
Figura 2.5.	Mufla eléctrica del departamento de metalurgia extractiva (DEMEX)	38
Figura 3.1.	Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 1% de sólidos a concentración de 10 g/L de ácido	44
Figura 3.2.	Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 1% de sólidos a concentración de 100 g/L de ácido	46
Figura 3.3.	Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 1% de sólidos a concentración de 100 g/L de ácido acético y vinagre (concentración 50 g/L de ácido)	47
Figura 3.4.	Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 1% de sólidos a concentración de 150 g/L de ácido	48
Figura 3.5.	Comparación de los resultados de recuperación de Zn, Fe y Pb a distintas concentraciones de ácido acético	49

Figura 3.6.	Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 10% de sólidos a distintas concentraciones de ácido acético	51
Figura 3.7.	Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 30% de sólidos a distintas concentraciones de ácido acético	52
Figura 3.8.	Comparación de los resultados de recuperación de Zn y Fe a distintas concentraciones de ácido acético y porcentaje de sólidos	53
Figura 3.9.	Recuperación de Zn y Fe con 10 % de sólidos a 50 y 150 g/L de ácido acético a concentración constante	55
Figura 3.10.	Recuperación de Zn y Fe con 30 % de sólidos a 50 y 150 g/L de ácido acético a concentración constante	56
Figura 3.11.	Resultados de recuperación de Zn a diferentes tiempos en el proceso de electrolisis	60
Figura 3.12.	Zn catódico procedente de la electrolisis, adherido a la placa de aluminio y retirado de la misma	61
Figura 3.13.	Ánodo de plomo antes y después del proceso de recuperación por electrolisis	62
Figura 3.14.	Zn metálico resultado de la fusión obtenido a partir de polvos de acería	63
Figura 3.15.	Diagrama de flujo del proceso de valorización de polvos de acería	64
Figura 3.16.	Balace de masa del procesamiento de 2500 Kg/día de polvos de acería	66
Figura 3.17.	Diagrama PDF planta de lixiviación de polvos de acería	72
Figura 3.18.	Diagrama LAY OUT de la planta de lixiviación de polvos de acería	73
Figura 3.19.	Diagrama de los cortes laterales planta de lixiviación de polvos de acería	74

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Balances metalúrgicos de la determinación de condiciones de lixiviación	101
ANEXO II	
Balances metalúrgicos del estudio de la cinética de lixiviación	120
ANEXO III	
Catálogos de los equipos principales de la planta de lixiviación de polvos de acería con ácidos orgánicos	125
ANEXO IV	
Dimensionamiento de la celda bi-electrolítica y determinación del consumo energético	132

RESUMEN

El presente proyecto tiene como objetivo diseñar una planta de lixiviación de polvos de acería con ácidos orgánicos para la recuperación de zinc, la materia prima se la obtiene de los sistemas de limpieza de las corrientes gaseosas de los hornos de arco eléctrico que se utilizan en la industria siderúrgica ecuatoriana.

Los polvos de acería son desechos tóxicos que están constituidos por óxidos metálicos (ZnO, PbO, Fe₃O₄), los cuales se valorizan mediante lixiviación con HCl o H₂SO₄, que no son selectivos con el hierro, además los lixiviados poseen un pH entre 1-2, por lo que es necesario agregar NaOH para que la solución alcance el pH de 4-5 para la electrodeposición de Zn.

Los ácidos orgánicos (cítrico, oxálico, tartárico y acético), permiten lixiviar el Zn a este pH con menor disolución de Fe. En este trabajo se ha logrado recuperaciones con: ácido cítrico Zn-68%, Fe-12%; ácido oxálico Zn-0,2%, Fe-75%; ácido tartárico Zn-56%, Fe-12% y ácido acético Zn-70%, Fe-5%; trabajando con pulpas de 10% de sólidos a una concentración de 100 g/L de ácidos orgánicos.

Para recuperar el zinc de forma catódica se utilizó una celda bi-electrolítica, la cual tiene dos cámaras divididas por una membrana de intercambio catiónico, en una cámara se ubica la solución lixiviada con cátodo de Al, para la recuperación del Zn; en la otra cámara se agrega ácido sulfúrico 1M, con ánodo de plomo, con una densidad de corriente de 400 A/m², la función de la membrana es permitir que solo pasen los iones hidronio provenientes del ácido sulfúrico para que se formen los ácidos carboxílicos iniciales, debido a esto el pH de la solución disminuye .

El ácido acético demostró ser el mejor agente lixivante de los ácidos orgánicos empleados ya que logra una recuperación del 70 % de Zn, 5 % Fe y 13 % de Pb en solución, a una concentración de 50 g/L (vinagre), con un porcentaje de sólidos del 10 % en 4 horas de lixiviación dinámica.

La electrodeposición del Zn fue posible en una celda bi-electrolítica, a una intensidad de corriente 400 A/m^2 , con un pH de 4,7, a estas condiciones se recupero el 80% de Zn catódico en la placa de aluminio en 40 minutos, el Zn estaba presente en un 75% en los depósitos obtenidos.

En la fusión del Zn catódico se empleó como carga fundente cloruro de amonio en un 75 % en relación a la cantidad de muestra, a $450 \text{ }^\circ\text{C}$ durante 1 h y se obtuvo Zn metálico con una pureza del 90%. El proceso investigado presenta buenas perspectivas económicas para su aplicación industrial.

El análisis económico se analizo con el flujo de fondos respectivo, del cual se obtuvo un TIR de 81%, el cual es superior a la tasa de 10% de interés entregada por los bancos, por lo cual se concluye que el proyecto es económicamente rentable. Esto nos indica que si se decide implementar la planta en estos momentos y se iniciara la operación dentro de un año, la ganancia que se obtendría después de cubrir el préstamo, costos de producción, impuestos y depreciación de equipos durante 10 años sería de 4 715 950, 22 USD al tiempo actual, además el tiempo de retorno de la inversión sería de 3 meses.

INTRODUCCIÓN

En la actualidad, un problema de gran magnitud que afecta al planeta entero de forma directa y con un fuerte impacto es la alta generación de desechos y la carencia de tratamientos integrales que permitan aprovechar a los mismos. Un caso particular de residuos sólidos que requiere una solución es la producción indirecta de polvos de acería, el cual está constituido básicamente por óxidos metálicos de composición variable, que hacen necesario su tratamiento con el fin de eliminar el problema de almacenamiento debido a su carácter y contenido bajo-medio de zinc y plomo como valores metálicos principales y contenidos variables de otros metales, algunos considerados peligrosos como el Cd o Cr. El polvo de acería está catalogado como residuo tóxico y peligroso debido a los lixiviados que solubilizan sus metales pesados. (Espiri, 2006, p.72; Jarupisitthorn, 2003, p. 86).

Debido al incremento en los costos de la energía y a la contaminación ambiental que producen las técnicas de lixiviación empleando ácidos inorgánicos como agentes lixiviantes, se ha buscado alternativas para el desarrollo de métodos que utilicen microorganismos (bacterias, hongos, levaduras y algas) que generen ácidos orgánicos capaces de extraer los metales de sustratos sólidos (Rodríguez, 2001, p. 6; Penso, 2009, p. 54).

Un aspecto importante en el estudio de la efectividad de los procesos de biolixiviación, es recrear un ambiente adecuado para el crecimiento de estos microorganismos a partir de los ácidos orgánicos. La gran parte de estos microorganismos se caracteriza por crecer en ambientes ácidos, con pH menores a 3 (Brusadelli, 2007, p. 84). Para lograr mantener este valor constante, es preciso determinar la concentración de ácido a utilizar. Por consiguiente, uno de los principales factores que incide en la lixiviación es la variación de concentración de los ácidos orgánicos que permiten recrear ambientes propicios para el desarrollo de los microorganismos. Dependiendo de este factor la lixiviación podrá ser selectiva para uno o más elementos (Penso, 2009, p. 54). La efectividad del uso de ácidos orgánicos para lixiviación de metales pesados se evidencia en

ambientes acuosos a bajos niveles de pH, permitiendo generar los procesos metabólicos de los microorganismos (Brierley, 2001, p. 233).

Por otra parte, este proceso presenta ciertas ventajas tales como, reducir el consumo energético, se puede desarrollar en lugares en condiciones cercanas a las ambientales, es aplicable para tratamientos a productos residuales y menas pobres (Rodríguez, 2001, p. 6), entre otras ventajas que hacen del método una alternativa viable para la recuperación y tratamiento de los desechos mineros y de la industria siderúrgica.

Con el presente trabajo se persigue definir un proceso que permita un reciclado de los polvos de acería de la forma integral, mejorando las tecnologías actuales, al objeto de eliminar los graves problemas medioambientales considerando una perspectiva económica rentable.

1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

1.1 GENERACIÓN DE POLVOS DE ACERÍA

Los desechos conocidos como “polvos de acería” son diminutas partículas sólidas que se depositan en las instalaciones de filtración de los humos que se producen en las operaciones de fusión de chatarra y soplado del caldo en el proceso para obtener acero (Barakat, Mahmoud y Shehata, 2006, pp. 1757-1758).

Los hornos eléctricos de arco como producto secundario producen gases de escape, que al dejar el horno, llevan en su corriente una gran cantidad de partículas finas. Este residuo, denominado usualmente polvos de horno eléctrico, está compuesto por elementos que forman parte del acero, la escoria y de la carga incluyendo Fe, Zn y metales pesados como el Pb y el Cd, que se volatilizan durante el proceso (Madias, 2001, p.38).

La composición de los polvos de acería proveniente de los hornos eléctricos es muy inestable, ya que varía según el tipo de chatarra a utilizar y del proceso de elaboración, se identifican dos tipos de polvo de acería: los que se generan en la producción de aceros especiales, en el cual la chatarra sufre una categorización previa y la adición de diferentes componentes en función del tipo de acero a fabricar. Por otro lado tenemos los polvos que se obtienen de la fabricación de acero común, que posee un elevado contenido de carbono, que utiliza chatarra con mayor número de impurezas, procedentes comúnmente de galvanizados, los cuales ofrecen una disminución de costos y alto contenido en Zn y Pb (Quaranta y Lalla, 2010, pp. 81-82).

La industria siderúrgica produce aproximadamente 15 kilos de polvos de acería por tonelada de acero fabricado, esto supone que anualmente en el mundo se generan unos 6 millones de toneladas de polvos de acería (Bakarar, Mahmoud y Shehata, 2006, pp. 1757-1758).

No todos los polvos que se generan en las distintas industrias siderúrgicas tienen suficiente contenido de zinc y plomo como para hacer viable un proyecto de reciclaje y enriquecimiento de zinc (Asadi, Mowla, Shariat y Fathi, 1997, p. 113).

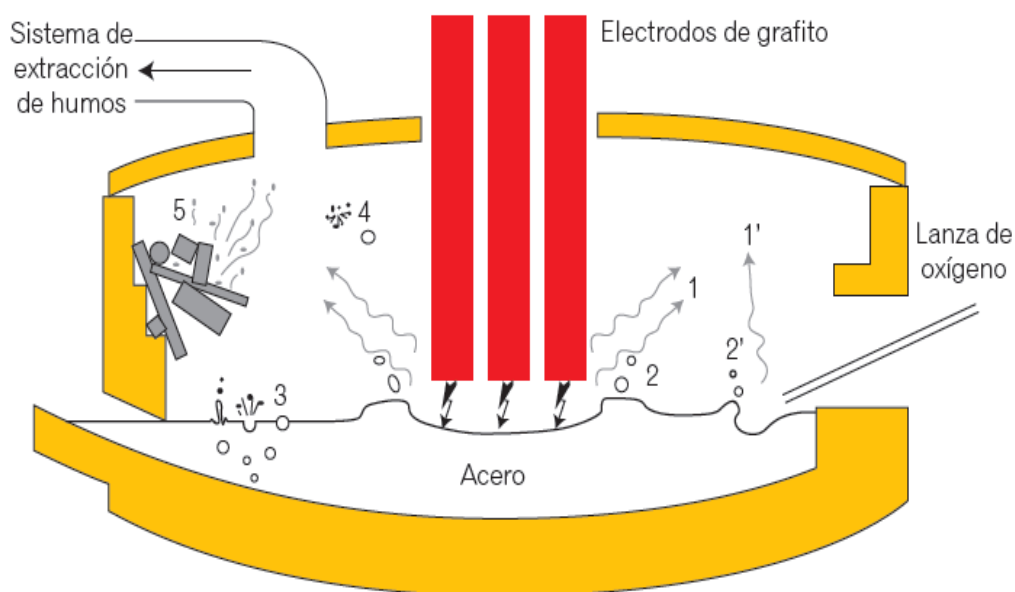


Figura 1.1 Esquema de un horno eléctrico de arco
(Madias, 2001, p. 40)

1.1.1. COMPOSICIÓN DE LOS POLVOS RESIDUALES DE ACERÍA

En general, los polvos residuales de acería están compuestos por tres grupos de partículas: Partículas de metales volátiles como Zn, Pb y Cd; partículas producidas por separación mecánica de la escoria e inclusiones no metálicas generadas por la expulsión de gotas de metal líquido hacia la atmósfera del horno (Nalini y Sharma, 2004, pp. 135-138).

De acuerdo a estudios morfológicos realizados a polvos de acería, se demuestra que el proceso de formación del mismo tiene lugar en dos etapas: en primer lugar, la emisión de “precursores” como vapores, gotas de metal y partículas sólidas dentro del horno; en segundo lugar, la conversión de esos precursores en el polvo por aglomeración y transformaciones físico-químicas (Machado et al, 2006, pp. 41-45).

Durante el transporte dentro del horno, en los sistemas de extracción y recolección, los precursores sufren transformaciones físicas como: condensación, solidificación rápida de las gotas de metal, aglomeración y coalescencia de las partículas, y químicas como oxidación, que dan origen a la formación del polvo de acería (González et al, 1995, pp. 166-171).

Finalmente, las ferritas de Zn y Mn que son típicas en la composición de los polvos de acería, se generan por la oxidación de ambos elementos en el acero líquido y a altas temperaturas y en la presencia de Fe_2O_3 o Fe_3O_4 , forman soluciones sólidas de los tipos $\text{ZnFe}_2\text{O}_4/\text{MnFe}_2\text{O}_4$, $(\text{Mn, Fe})\text{Fe}_2\text{O}_4$ y $(\text{Mn, Fe})\text{O}$ (Nagib y Imoue, 2000, p. 270).

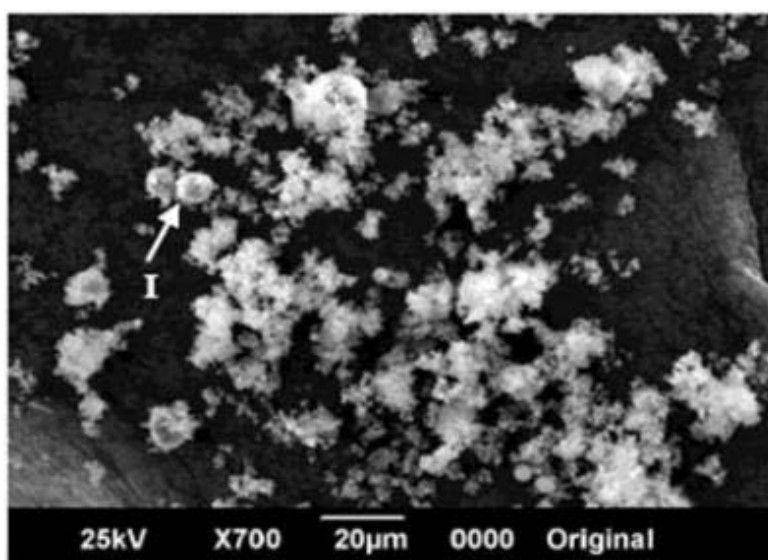


Figura 1.2 Fotografía MEB, correspondiente a una visión general de los polvos de acería (Reyad y Shawabkeh, 2010, p. 63)

Además, la superficie de la escoria sobre el baño metálico tiene compuestos de los tipos $(\text{Mn, Zn})\text{Fe}_2\text{O}_4$, $(\text{Mn, Zn})\text{Fe}_2\text{O}_4\text{-Fe}_3\text{O}_4$, $\text{Fe}_3\text{O}_4\text{-(Mn, Fe)O}$ y $(\text{Mn, Fe)O}$, los cuales son expulsados hacia la atmósfera del horno cuando las burbujas de CO salen del baño, formando un polvo muy fino de espinelas de composición $(\text{Mn, Zn})\text{Fe}_2\text{O}_4$ o $(\text{Mn, Zn})\text{Fe}_2\text{O}_4\text{-Fe}_3\text{O}_4$. Los tamaños de partícula oscilan entre menos de $1\ \mu\text{m}$ y más de $100\ \mu\text{m}$, aunque el 50% tiene un tamaño inferior a $3 - 5\ \mu\text{m}$, lo

descrito anteriormente se puede apreciar en la Figura 1.2 (Peckner y Bernstein, 1998, p. 244).

La caracterización física, como técnicas granulométricas y composición química de estos polvos residuales, les otorgan unas propiedades que los convierte en graves causantes de contaminación ambiental. Los diferentes elementos de los polvos de acería presentan elevados niveles de toxicidad para los seres humanos. Este foco de contaminación llevó a que los EE.UU. y los países de la Unión Europea, consideren a los desechos de polvos de acería como residuos tóxicos y peligrosos (RTP), haciendo necesario un control riguroso y obligando a las industrias a almacenarlos en sumideros especiales o su posterior envío a plantas de tratamiento calificadas (Idris y Siong, 1997, pp. 15-17).

En la Tabla 1.1 se indica el rango de composiciones que se puede considerar como estándar para los diferentes polvos de acería:

Tabla 1.1. Composición estándar de polvos de acería

Mayorit.	>1%	Interm.	0,1-1%	Minorit.	<0.1%	Trazas	ppm
Fe	15-35	K	0,8-1	Sn	0,05-0,10	V	<50
Zn	14-35	Al	0,3-0,6	P	0,05-0,10	Co	<50
Ca	2-7	S	0,3-0,5	Ti	0,03-0,10	Mo	<50
Cl	2-5	F	0,15-0,5	Cd	0,02-0,10	Zr	<50
Pb	1,5-8	Cu	0,15-0,4	Ba	0,02-0,03	As	<50
Mn	1,5-2	Cr	0,1-0,2	Ni	0,01-0,02	Hg	1-5
Mg	1-4						
C	1-3						
Na	1-2						
Si	1-2						

(Delvasto et al, 2011, pp. 221-224)

El tratamiento de polvos de acería está muy condicionado por la concentración de Pb y Zn presente en dicho residuo, principalmente este último elemento. Para polvos de concentraciones elevadas de Zn, >15%, y Pb resulta viable la

recuperación de estos compuestos aplicando técnicas de reciclaje, con el fin de enriquecer sus contenidos en zinc y plomo y para posteriormente llevar a cabo un tratamiento metalúrgico, para obtener esos metales en una forma comercial y vendible (Delvasto, Ibañez y Sandoval, 2011, pp. 221-224).

1.1.2.EFECTOS DE LOS POLVOS DE ACERÍA SOBRE EL AMBIENTE Y LOS SERES HUMANOS

Los polvos de acería son desechos sólidos peligrosos que presentan en su composición elementos tales como, plomo y zinc, en forma de PbO y ZnO. Estos elementos metálicos, sobre todo el plomo, son considerados tóxicos para el medio ambiente y las personas que se encuentran en exposición frecuente con estos desechos (Gonçalves et al, 2006, pp. 41-42).

El zinc y la una gran parte de sus complejos, tienen una baja toxicidad en comparación con los diferentes metales pesados. La intoxicación por zinc, aunque rara, se alcanza cuando los alimentos están en contacto con utensilios o recipientes metálicos en mal estado, por inhalación de vapores del metal o del óxido, produciendo trastornos gástricos y la llamada fiebre del humo metálico (Laforest y Duchesne, 2006, pp. 156-157).

La contaminación ambiental por zinc, y los posibles trastornos a la población, no son tan comunes como en la contaminación producida por el plomo. Sin embargo, hoy en día se realizan estudios más rigurosos los cuales demuestran que el zinc presenta una elevada concentración en aguas subterráneas, superficiales y en las destinadas al consumo diario de las personas, además se ha detectado la presencia de otros elementos tales como: cadmio, plomo y mercurio (Reyad y Shawabkeh, 2010, pp. 61-65).

Por otro lado, el Pb se localiza de forma convencional en el ambiente debido a la alta contaminación industrial provocada por las actividades humanas. Esta se ha ido dando periódicamente a través de los tiempos ya que involuntariamente se ha

descargado dicho metal en el ambiente, incrementando y diversificando de forma paralela y continúa las diferentes condiciones de exposición a niveles cada vez más altos. Las fuentes de emisión frecuente de plomo que contaminan la biosfera, el suelo y los recursos hídricos son aquellas que involucran a las industrias que utilizan en sus procesos Pb o compuestos que lo contienen (Das, Prakash, Reddy y Biswal, 2002, p. 61).

La Figura 1.3 muestra de forma esquemática cómo el plomo puede llegar al ambiente por estas vías.

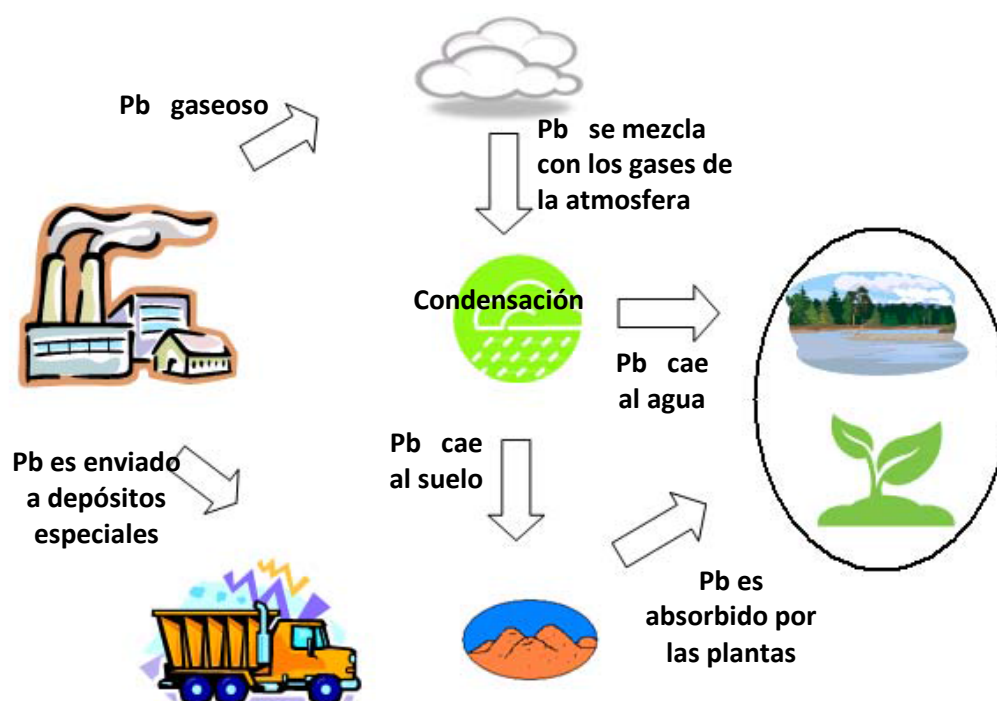


Figura 1.3. Ciclo del plomo presente en los polvos de acería
(Rubio et al, 2004, p. 73)

El plomo contenido en los polvos de acería puede llegar al ambiente de dos formas. La primera es por la liberación de estos residuos al aire, que se depositan en la atmósfera, cayendo parte del plomo a las agua y al suelo, por acción de la lluvia. La segunda vía, es por medio de la lluvia. Estos desechos sólidos son depositados en patios, por lo general abiertos al ambiente, y por la acción de la lluvia estos polvos se disuelven y se filtran, contaminando tanto el suelo como el

agua cercana a estos patios (Rubio et al, 2004, pp. 72-75).

En base a esto, es necesario tomar conciencia de la situación y buscar soluciones que ayuden a resguardar el medio ambiente en el cual vivimos, con el fin de poder disminuir cada día más la contaminación ambiental y los problemas que se generan a los seres humanos, para ayudar a preservar la existencia del hombre y nuestro ambiente para las generaciones futuras.

1.2 PROCESOS DE TRATAMIENTO DE POLVOS DE ACERÍA

Estos desechos, que antes se arrojaban al ambiente por medio de una chimenea, perjudicando el espacio laboral y geográfico, ahora se recuperan en las casas de humos. Una vez aglomerados estos residuos, surge el interrogante de qué hacer con ellos. Inicialmente, los polvos de acería se almacenaron en terrenos propios o en propiedades de terceros. Luego nació la alternativa de aplicar procesos de reciclado externo y hacer buen uso su contenido de óxido de zinc. Además como otra idea se planteó el reciclado interno el cual ha sido motivo de desarrollos. Esta alternativa a sido más atractiva en plantas que producen aceros inoxidables donde se recuperan Cr y Ni (Ismael y Carvalho, 2002, pp. 31-39).

La forma de común de desechar estos residuos es llevándolos a los distintos vertederos de basura común o especializada, pero cada vez resulta más difícil, debido a la protección del medio ambiente así como a los costos de tratamiento específico que son cada vez mayores y a las capacidades cada vez más reducidas de los depósitos para vertidos especiales. Además, en el vertido de desechos se pierden cantidades considerables de hierro, zinc y plomo que pueden ser reutilizados en las diferentes industrias (Jha, Kumar y Singh, 2001, pp. 2-10).

También existen distintos métodos de solidificación e inertización de polvos de acerías en general, pero todos ellos están basados en el empleo masivo de cemento más un activador, los cuales son caros e incrementan

considerablemente el volumen del material producido, además de obtener productos de forma arcillosa y poco compacta, por lo que llevarlo al lugar de su vertido se vuelve aun más costoso (Ruiz, Clemente, Alonso y Alguacil, 2007, pp. 33-34).

La primera solución probada fue la de recircular el polvo de acería generado al mismo horno que lo produce. De esta manera, puede recuperarse hierro y concentrarse gradualmente los diferentes óxidos de metales no ferrosos en los humos, pero pronto se experimentaron mayores dificultades en las acerías, detectándose nuevos inconvenientes en la carga del horno y la recogida de humos. Los principales problemas en aparecer fueron altos consumos de energía y disminuyó la producción de los hornos, así que se considera que el procedimiento no es rentable económicamente y sobre todo por motivos medioambientales (Sofilić, Rastovčan, Stefanović, Novosel y Jenko, 2004, pp. 59-63).

Debido a esta situación, plantearse la recuperación del zinc contenido en los polvos de acería se presenta como una consecuencia lógica y como una necesidad, esto es lo que se consigue mediante la aplicación de la tecnología actual, con lo que se logra que el zinc vuelva al circuito de uso. Los procedimientos utilizados actualmente para la recuperación de los metales pesados presentes en los polvos se basan en procedimientos pirometalúrgicos (Waelz, Plasmadust, etc.), procedimientos hidrometalúrgicos (Zincex, Ezinex, etc.) y combinaciones de éstos (Nakajima, Matsubae, Nakamura, Itoh y Nagasaka, 2008, pp. 1478-1480).

1.2.1 PROCESO WAEELZ

El denominado proceso Waelz es el proceso más usado actualmente para el tratamiento de polvos de humos de acería que se han de someter al citado proceso hidrometalúrgico o pirometalúrgico. Dicho proceso se centra en la concentración del óxido de zinc de los polvos hasta obtener un nuevo óxido de

zinc que se denomina óxido de Waelz (Meseguer, Lozano y de Juan, 1997, p.102).

El óxido de Waelz contiene aproximadamente 54-56% de zinc y de hecho es una mezcla consistente en óxido de zinc, óxido de plomo, otros óxidos de metales volátiles, además están presentes partes de cloro y flúor, característicos de cualquier polvo de < 1 mm arrastrado por los gases de salida del horno (Meseguer et al, 1997, p.102).

El proceso de Waelz se lleva a cabo en un horno rotativo inclinado en el que entra una mezcla de polvos y coque fino, si es necesario, se agregan aditivos tales como óxido de calcio y arena para conseguir el movimiento rotativo. Mediante la adición de una contracorriente de aire se generan reacciones de combustión, reducción y oxidación a una temperatura de 1250 °C (Delgado y Nuñez, 2012, p.2).

El proceso Waelz a pesar de ser el más utilizado en la industria también presenta ciertas desventajas:

- Existe la posibilidad de que se incremente la formación de dioxinas-furanos por la cantidad de cloro que contienen los polvos de acería de alimentación.
- No elimina casi ninguna cantidad de cloro y flúor procedente de los polvos, lo que resulta en altos costos de mantenimiento, debido a que va a ser necesario renovar los ladrillos refractarios dentro del horno rotativo debido a corrosiones graves producidas por el cloro y el flúor a temperaturas elevadas.
- Se produce un gran impacto ambiental a la atmósfera por el elevado volumen de gases de combustión que a la salida del horno rotativo, como producto secundario, que resulta tan grave como el producido por el Horno Eléctrico de Arco.
- Tienen que llevarse a cabo tratamientos subsiguientes para eliminar cloro y flúor. Para ello, una posibilidad conocida es que el óxido de Waelz sea lixiviado junto con la solución de carbonato de sodio (Tápanes, Alvarez y

Charles, 2001, pp. 12-15).

1.2.2 PROCESO PLASMADUST

El proceso plasmadust consta de un horno eléctrico moderno de inducción de crisol que permite eliminar residuos siderúrgicos con compuestos de cinc, la temperatura a la que opera el horno estará en un rango de 1500 a 1550 °C, a la cual, se llevara a cabo operaciones de: fusión, reducción carbotérmica de los diferentes óxidos, escorificación de los residuos no metálicos y volatilización de los compuestos ligeros, todo esto se realiza con una mayor velocidad y eficacia, con relación a otros procesos, además permite la fusión de las escorias obteniendo los metales presentes, todo esto a un costo rentable, ya que presenta las siguientes características:

- Disminuye la utilización de energía eléctrica en los equipos que son necesarios en el proceso de recuperación.
- Obtiene un polvo de filtro relacionado a un concentrado de ZnO de alta pureza, (> 80%, y con bajo contenido de bases y halogenuros).
- Logra generar un producto con buenos acabados de la fundición.
- No necesita de infraestructura de alto nivel de tratamiento (Fernández, 2010, pp.4-5).

Este proceso se destaca ya que posee un equipo de fusión específico que permite utilizar al mismo tiempo dos fuentes de aporte energético para la fusión reductora de los residuos, (se aplica una técnica innovadora, que actúa en simultaneo un proceso de radiación de un arco eléctrico e inducción electromagnética), mediante el uso de un potencial generador de arco eléctrico, o de plasma adaptado al horno de inducción. La factibilidad técnica de este proceso ha sido probada en plantas piloto, la cual permite realizar procesos metalúrgicos de afinación de acero con escorias en hornos de inducción de crisol, desulfuración y desoxidación (Fernández, 2010, p.6).

1.2.3 PROCESOS DE REACTOR DE LLAMA

Este tipo de procesos, al igual que los anteriores, también se utilizan para tratar residuos sólidos industriales y urbanos, en la primera etapa en el reactor de llama tiene lugar la combustión, produciéndose la gasificación de los componentes volátiles de los residuos a tratar. En la segunda etapa, tienen lugar las reacciones de fusión de las diferentes especies metálicas, los componentes no volátiles del residuo alimentado forman la escoria que sale del horno (Hansen, Jensen y Hans, 2004, pp. 2414-2415).

Las especies metálicas que se volatilizan en el horno salen con el oxígeno que no ha reaccionado y con el dióxido de carbono formando una corriente gaseosa. Antes de pasar a la cámara de combustión secundaria se separa dicha corriente gaseosa de la escoria fundida que se retira del proceso (Madias, 2001, p.44).

Los gases libres que vienen procedentes de la escoria se vuelven a quemar en el mismo horno, esta vez utilizando una determinada mezcla de aire como comburente, esta mezcla de debe inyectar directamente a la cámara de combustión. La corriente gaseosa generada está formada por óxidos metálicos, anhídrido carbónico, agua en forma de vapor, trióxido de azufre y óxidos de nitrógeno, con el fin de enfriar la corriente gaseosa y de recoger los óxidos metálicos contenidos en ella, se diseña el sistema de recuperación del producto oxidado que se compone de un intercambiador de calor y un filtro de mangas (Pusateri, Bounds y Hans, 1988, p.32).

1.2.4 PROCESO ZINCEX

El proceso más económico es el hidrometalúrgico, en este sentido, la purificación por extracción con disolventes puede presentarse como una solución alternativa a la purificación por vía química y ser aplicable en procesos de esta naturaleza de forma técnicamente viable y económicamente rentable (McCann, 2008, pp.82-83).

El proceso de Zincex Modificado usa tres circuitos cerrados para la producción de zinc ultra puro. El primer ciclo (acuosa impura) combina la lixiviación ácida de la materia prima, cuando la materia prima considerada es un sólido, la neutralización, seguida de la extracción de zinc disuelto mediante un disolvente orgánico ácido y el ácido regenerado del proceso, que tiene lugar en la fase acuosa durante la extracción de zinc, a la etapa de lixiviación, el segundo ciclo es un proceso orgánico, con transporte de zinc desde la extracción hasta la reextracción a través de una etapa de lavado y con transporte del ácido en dirección opuesta (Díaz y Martín, 1994, pp. 45-46).

El tercer ciclo es la combinación de las etapas de reextracción y obtención del producto final, como puede ser la etapa de electrólisis, usando la acidez generada en la electrólisis, para reextraer el zinc de la fase orgánica, proceso en el cual cada ciclo está equipado con sus propias barreras de purificación (Díaz et al, 1994, pp. 45-46).

En vista del hecho de que este proceso está dirigido a las etapas de purificación y no está suficientemente enfocado a la materia prima, los residuos que genera son posiblemente contaminantes y no se disuelven las ferritas, este proceso aún no presenta aplicabilidad industrial (Díaz et al, 1994, pp. 45-46).

En los procesos hidrometalúrgicos, lo deseable es disolver y recuperar la mayor cantidad de Zn, lo cual conlleva a disolver el zinc tanto en forma de óxido como en forma de ferritas según el grado de ataque y proceso utilizado; lo que obliga a disolver el Fe (Díaz, Díaz, García y Sanchez, 2009, p.45).

1.2.5 PROCESO EZINEX

Los métodos hidrometalúrgicos de eliminación de zinc se basan en el tratamiento de lodos con ácidos y álcalis, el método Ezinex desarrollado por la empresa Engitec Technologies S.p.A. (Italia), actualmente es la técnica hidrometalúrgica utilizada a nivel industrial para reciclar polvo de acería y obtener alta calidad de zinc y plomo. Esta tecnología indica que se debe realizar una lixiviación de polvo

de acería con una solución de NH_4Cl , que permite obtener óxidos de zinc y la disolución de otros metales no ferrosos, posteriormente la solución es filtrada y tratada con polvo de zinc para cementar cobre, plomo y cadmio, estos tres metales son vendidos a las fábricas que producen materias primas secundarias (Wichterle, Cieslar y Wichterlová, 2010, pp. 739-740).

La solución restante se somete a un proceso de electrólisis para obtener zinc metálico, la calidad de este producto es aceptable cuando posee una pureza mayor al 85%, si cumple con este requisito resulta apto para la venta como zinc metálico o para la utilización de este metal en la galvanización de tuberías. Una mezcla de las sales de NaCl y KCl permite extraer el electrolito usado para cristalización y su principal aplicación es utilizarlo en la industria como flujo de soldadura. El residuo sólido de la operación de lixiviación consiste principalmente de óxidos de hierro y ferritas de zinc (Wichterle et al, 2010, pp. 739-740).

Este residuo se deja con carbón y posteriormente es fundido en un horno de arco eléctrico. Los óxidos de zinc se reducen durante la operación de fusión y forman una fase metálica, la ferrita de zinc se someten a la disociación y el zinc se somete a vaporización, antes de ser retirado del sistema se da la oxidación del gas y su limpieza. El polvo capturado se devuelve al principio del proceso y se inicia la lixiviación. En el proceso indicado también se emplea como base para el reciclaje de polvo de acería de un horno convencional de inducción. Los productos de la operación de refinado en este proceso son crudos de óxido de zinc, hierro y una escoria inerte que posteriormente se llevan a una etapa de lixiviación (Doronin y Svyazhin, 2011, pp. 679-680)..

Aunque los métodos hidrometalúrgicos pueden producir un producto de alta calidad de zinc, no han tenido una amplia aceptación comercial debido a los elevados costos de operación. Esto sucede ya que este tipo de métodos involucran muchos pasos diferentes, además del uso de distintos ácidos y álcalis, condiciones de trabajo arduo y la consiguiente contaminación ambiental (Doronin et al, 2011, pp. 679-680).

A continuación en la Tabla 1.2 se muestran las distintas propiedades del proceso de Ezinex:

Tabla 1.2. Propiedades del proceso Ezinex

Consumo:	Cantidades
Energía eléctrica, kWh	900
Gas natural, m ³ /t de polvo	80
NH ₃ , kg	50
HCl, kg	10
Polvo de Zn, kg	15
Adiciones para electrólisis, kg	1,5
Rendimiento de los productos, kg:	
Zn, kg	260
Residuos de plomo, kg	40-50
Sales básicas, kg	25-50
Material férrico para refinamiento, kg	700-800

(Doronin et al, 2011, p. 680).

Por otro lado, el proceso de Ezinex permite la recuperación de zinc de alta pureza en forma de cátodos metálicos procedente de los polvos de acería regenerando el licor de lixiviación. El proceso está enfocado principalmente en un nuevo sistema electroquímico que despolariza las reacciones que se dan en el ánodo con la reducción de la tensión de la celda electroquímica, en comparación con el método tradicional de sulfato de la electrólisis (Olper, 1994, p. 8).

El electrólito presente en la solución está basado en un complejo cloroamino, que permite la recuperación de otros metales valiosos que se encuentran en la solución de zinc, metales como: plomo, cobre y plata, los metales mencionados anteriormente precipitan en la solución y se los recupera del fondo de la celda como un cemento metálico en consecuencia para mejorar la economía del proceso, puesto que son de fácil comercialización (Olper, 1994, p. 8).

1.2.6 PROCESO IMPERIAL SMELTING

Según el proceso de fundición Imperial smelting, el horno produce vapor de zinc (en adición con CO, CO y gases permanentes), lingotes de plomo y escoria. Los gases que contienen los vapores de zinc se llevan a desde la parte superior del horno a un condensador de tipo plomo-splash. Este condensador funciona haciendo pasar los gases a través de una lluvia de gotitas de plomo fundido, pasando por un cuidadoso control de la temperatura del plomo, impacto deseado de enfriamiento del vapor y por la combinación de las gotitas de zinc-plomo. Los gases que dejan el condensador todavía contienen una pequeña cantidad de zinc, plomo y algunos sólidos por lo cual son pasadas a través un conducto en una torre de lavado o limpieza donde los gases son rápidamente enfriados y saturados por chorros de agua, lo que elimina la mayor parte de los residuos sólidos (Zhao, Hayes y Jak, 2010, pp. 386-387).

Este método se destaca ya que se distingue el zinc y el plomo que se recuperan como metales puros, además este proceso posee un alto rendimiento en una sola operación. La entrada del horno consiste en el método conocido de coque y de sinterización (Tano, Fuwa y Matsuzaki, 2005, p. 164).

La desventaja que posee esta técnica es que las etapas del proceso de enriquecimiento del polvo y fabricación de briquetas son arduas, además de poseer un alto costo de operación y alcanzar un determinado grado de contaminación ambiental, por lo cual se maneja algunas alternativas, una de ellas plantea una mezcla de polvo de polvo de acería de grano fino con un soporte de carbono y polvo que contiene zinc, el cual se inyecta directamente a la parte inferior del horno, de esta manera el zinc obtenido es un intermedio entre el laminado y el de la fabricación de briquetas (Tano et al, 2005, p. 164).

Los análisis de los productos del horno de cuba nos dicen que el polvo soplado será utilizado en un 80% del total de la cantidad inyectada. Además, el coque residual se puede reducir cuando el polvo de zinc se sopla con el soporte de

carbono, lo que disminuye en gran magnitud los costos de operación, también el soporte de carbono para polvo de acería de grano fino es más barato que el coque de uso común (Tano et al, 2005, p. 164).

La inyección de carbono en la zona de reducción del horno imperial smelting brinda la posibilidad de que la pérdida de zinc en la escoria que sale por la boquilla de aire caliente sea mínima. También podemos destacar que este proceso trabaja en combinación con una planta de sinterización, una de fabricación de briquetas en caliente y la posibilidad de una tecnología adecuada para ofrecer una amplia variedad de materiales (Pyatt, Gilmore, Grattan, Hunt y McLaren, 2000, pp. 772-774).

La planta de sinterización con su producción de ácido sulfúrico, además la posibilidad de concentrar los materiales de desecho que contienen azufre. La fabricación de briquetas en caliente es el proceso que actúa sobre los metabolitos secundarios sin azufre, el material puede variar entre seco y húmedo, grueso y de grano fino. Los precursores en este proceso son el óxido Waelz y cenizas, que están acondicionados para su uso en el horno. El polvo de acería, el que se obtiene de las plantas de depuración de gases en la industria de producción de hierro y acero, debe estar seco y se manejarán de manera óptima en la inyección directa. La materia orgánica de los materiales, como las dioxinas, son destruidas por la boquilla de inyección en la zona caliente en el horno (Pyatt et al, 2000, pp. 772-774).

Para aplicar este proceso el polvo de acería debe tener un contenido mínimo de 15% de zinc, los polvos que estén por debajo de este porcentaje deben ser sometidos a un enriquecimiento de aguas arriba. Los materiales de partida pueden poseer o no cantidades apreciables de plomo. Incluso el uso de los residuos que contienen plomo puro es posible utilizar. Además en este proceso se planteaba utilizar un ducto de conexión cruzada en forma de una bajante de aguas para vincular la parte superior del condensador con la parte inferior de la torre de lavado. Este ducto de conexión cruzada se satura con agua para intentar

minimizar la acumulación de óxidos de zinc y plomo. El giro de 180 grados desde la parte superior del condensador a la bajante de aguas toma la forma de una doble manivela para mejorar la eficiencia del proceso (Mager, Meurer y Wirling, 2003, pp. 20-23).

1.2.7 RECUPERACIÓN DE ZINC MEDIANTE ELECTRÓLISIS

Generalmente para este proceso se utiliza el óxido Waelz, junto con el óxido de zinc empleado habitualmente, para iniciar este proceso previamente se realiza una etapa de lixiviación con el fin de obtener una lejía electrolítica (solución con altas concentraciones del metal de interés) a partir de la cual se pueda obtener el zinc metálico (Herrero et al, 2010, pp. 511-513).

Para mejorar la eficiencia de este proceso se suele usar como materia prima óxido de zinc sinterizado (conteniendo 50-60% de zinc), obtenido a través de rotación de menas de zinc en forma de blenda de zinc o esfalerita (ZnS) en lecho fluidizado a una temperatura superior a 800° C. Los límites admisibles de cloro y flúor, para este proceso, que están contenidos en la materia prima quedan estrictamente limitados ya que los halógenos poseen una alta capacidad de corrosión frente a una amplia gama de materiales tales como platino, níquel, hierro, acero, ladrillos refractarios, a temperaturas elevadas (Crnkovic, Machado y Avaca, 2004, pp. 250-252).

Además otros problemas que se dan en este proceso debido a la presencia de cloro y flúor es que aparecen corrosiones graves de cátodo y ánodo, así como conglomeración del cátodo durante proceso de electrólisis a temperatura baja. Por estas razones, las concentraciones de cloro y flúor dentro del electrolito deben quedar limitadas a máximos de 100 mg/L de cloro y 10 mg/L de flúor, respectivamente, esto se realiza para prevenir los problemas de corrosión. Como las concentraciones de fluoruros y cloruros en el óxido Waelz son elevadas, es preciso someter a este concentrado de zinc a una doble etapa de lixiviación con bicarbonato sódico, de manera que se obtiene un producto denominado óxido

Waelz doblemente lixiviado (Double leached Waelz Oxide-DLWO) con menores concentraciones de cloruros y fluoruros. Otro factor a considerar en la recuperación de zinc es el pH, ya que este debe encontrarse en un rango de 4,5-5 para que sea posible extraerlo como zinc catódico. De todas formas, en los procesos implantados industrialmente en la actualidad, el óxido Waelz, u otro concentrado de zinc similar, representa una pequeña parte de la alimentación industrial de los distintos procedimientos (Adhoum, Monser, Bellakhal y Belgaied, 2004, pp. 207-208).

1.2.8 BIOLIXIVIACIÓN

Al proceso de biolixiviación se le identifica como al conjunto de reacciones químicas que dan como producto la obtención de minerales mediante el uso de bacterias, las cuales lixivian, es decir, solubilizan las rocas o minerales, los disuelve (por esta razón a este proceso también se lo conoce como Lixiviación Biológica) los cuales obtienen la energía necesaria para el proceso a expensas de sustancias inorgánicas, un ejemplo de esta actividad es la liberación de cobre de las rocas en mayor cantidad que con métodos tradicionales (Casas, Lienqueo, Cubillos y Herrera, 2002, pp. 45-47).

Este tipo de microorganismos, varios de los cuales son autótrofos ya que son capaces de sintetizar sus componentes celulares necesarios a partir del dióxido de carbono presente en el ambiente, algunos de ellos son denominados quimiolitotróficas por ser bacterias que literalmente comen rocas, principalmente en este grupo se destaca el "Acidithiobacillus ferrooxidans", esta bacteria fue aislada en laboratorio en 1957, se la obtuvo de agua proveniente de filtraciones de residuos, en una mina abandonada de carbón al oeste de Virginia, Estados Unidos (Porro, Boiardi y Tedesco, 1988, p. 297).

A este microorganismo se le dio un nombre que refleja sus características: Acidithiobacillus, ya que es acidófilo, porque se desarrolla en pH ácido; es thio, es decir, es capaz de oxidar compuestos que contienen azufre; es un bacillus,

porque su estructura tiene una forma de bastón, y ferroxidans, porque también puede oxidar el hierro. Además, a estos microorganismos se los denomina extremófilos por sobrevivir en condiciones extremas, las cuales son propias en el caso de los minerales: pH ácido, elevadas temperaturas y altas concentraciones de metales (Casas et al, 2002, pp. 45-47).

La habilidad de estos organismos para sobrevivir en un medio tan hostil, así como su presencia en metales solubles y ácido sulfúrico, todo esto causó una gran admiración en su momento y un poco de temor en la comunidad científica. Las bacterias Thio-Ferroxidans las más sobresalientes en esta área son acidófilas y logran sobrevivir en condiciones extremas como las aguas termales, grietas volcánicas y depósitos de sulfuros que tienen una elevada concentración de ácido sulfúrico, otra característica es que levemente termofílicas viviendo a temperaturas entre 20 a 35°C (Gómez et al, 1997, pp. 15-18).

Por otro lado, las arqueobacterias obtienen la energía necesaria para su desarrollo de la oxidación de Fe y S. El Fe^{2+} (ferroso) es transformado a Fe^{3+} (trivalente); mientras que el azufre elemental y los sulfuros son convertidos a complejos donde el ion sulfuro posea un menor número de electrones, es decir a ión sulfato. En la lixiviación bacteriana se hallan otras formas de vida que actúan en conjunto con las thio-ferroxidans, como las thiobacillus thiooxidans, que están en la línea de las arqueobacterias las cuales se desenvuelven en el azufre elemental y en determinados complejos sulfurosos solubles (Yilmaz, Alp, Deveci, Duran y Celep, 2007, pp. 63-64).

En la naturaleza también existen minerales que resisten la acción de los microorganismos anteriores, pero estos son arremetidos por los sulfalobus, un ejemplo es la calcopirita y la molibdenita. Según estudios realizados, el molibdeno es altamente tóxico para la gran mayoría de los individuos lixiviantes, pero este metal es lixiviado con facilidad por la bacteria sulfalobus brierleya en concentraciones no tan elevadas desde 750 mg/L. Las sulfalobus representan una de las alternativas más prometedoras para el futuro de la lixiviación bacteriana (Alguacil y Merino, 1998, pp. 428-434).

La utilización controlada de microorganismos para la recuperación de metales, también se expande a otros campos como usos en la biotecnología, por ejemplo para remover metales pesados de aguas provenientes de la industria. Además también se analizan distintos hongos y bacterias que retienen iones de metales presentes en los desagües de las cañerías. Los diferentes procesos microbiológicos se pueden clasificar en tres clases: absorción de los iones metálicos sobre la superficie de los microorganismos; invasión intracelular de los metales por agentes biológicos y por último un proceso de conversión de metales por medio de agentes biológicos que resulta en una interesante aplicación (Rodríguez, Blázquez, Ballester, González y Muñoz, 2001, pp. 616-625).

Varios microorganismos pueden ser altamente selectivos con compuestos de quelación, los cuales inmovilizan metales pesados que luego se añaden al proceso como compuestos volátiles que posteriormente son evaporados. La metilización es un claro ejemplo de este proceso ya que es la sustitución de un átomo del metal por el hidrógeno que viene del hidroxilo de una molécula de alcohol metílico, la cual puede resultar en un compuesto volátil. Entre los metales que están sujetos a los procesos de biometilización se incluye el Hg, Se, As, Sn, Pb y Cd, pero también se han aplicado métodos que ofrecen una recuperación de Pt, Pa, Au y Ta que pueden ser recuperados por este método (Alguacil et al, 1998, pp. 428-434).

La biolixiviación soluciona los problemas ecológicos, ya que los distintos procesos se dan en condiciones similares a las ambientales y los reactivos utilizados no son distintos a los que intervienen en los ciclos biogeoquímicos. Tampoco tiene como producto secundario emisiones de dióxido de azufre, por lo que se evita la propagación de la lluvia ácida o anhídrido sulfuroso. Además, disminuye el consumo energético y los costos operacionales, ya que la infraestructura de la planta es más sencilla y flexible (Alpaca, 1998, pp. 97.105).

Por otro lado, esta tecnología también muestra una serie de desventajas las cuales limitan su comercialización y propagación a nivel industrial. Una de las principales desventajas es la prolongada duración de los procesos debido a que la

cinética de reacción de estos microorganismos es lenta. Además, por acción de las bacterias se obtienen soluciones demasiado diluidas, las cuales incrementan el tiempo de recuperación de los diferentes metales. Por último, es necesario dar un tratamiento a las aguas ácidas que se generan antes de su vertido, aunque en la gran mayoría se trabaja en ciclo cerrado y las corrientes se recirculan al proceso (Alpaca, 1998, pp. 97.105).

1.2.9 RECUPERACIÓN DE ZINC MEDIANTE LIXIVIACIÓN CON ÁCIDOS INORGÁNICOS

Para recuperar zinc mediante lixiviación ácida frecuentemente se utiliza H_2SO_4 , pero recientes investigaciones han demostrado que se puede utilizar como agente lixivante HCl, debido a que este último presenta una mayor selectividad con respecto al zinc, esto beneficia al proceso ya que se da una menor recuperación de metales como Fe, Pb y Cd, los cuales actúan como impurezas en el proceso de electrolisis (Ricaurte, de la Torre, Espinoza y Guevara, 2014, p. 74).

A los dos agentes lixiviantes mencionados anteriormente, se debe aplicar una etapa de purificación a la solución rica en zinc, en esta etapa se realiza un proceso de cementación con polvo de zinc con lo cual se busca eliminar Cd y Pb, posteriormente a este proceso se busca elevar el pH con la adición de NaOH, este último proceso se realiza porque la solución que va a pasar a la electrodeposición debe tener un pH alrededor de 4,5 para que esta sea efectiva (Ricaurte et al, 2014, pp. 74-78).

Posteriormente se efectúa la recuperación de zinc por electrodeposición, para obtener el zinc de forma catódica. Cuando se usa H_2SO_4 como agente lixivante se realiza la recuperación en una celda electrolítica con cátodo de aluminio y ánodo de plomo. Pero cuando se utiliza HCl para la lixiviación se debe usar una celda bi-electrolítica con el mismo ánodo y cátodo del caso anterior, pero separados por una membrana impermeable de intercambio catiónico. Este tipo de celda fue necesario ya que si usamos una celda electrolítica simple el ion Cl^{-1}

presente en la solución lixiviada se oxida sobre la superficie del ánodo liberando gas Cl_2 , el cual es corrosivo y altamente tóxico (Ricaurte et al, 2014, pp. 74-78).

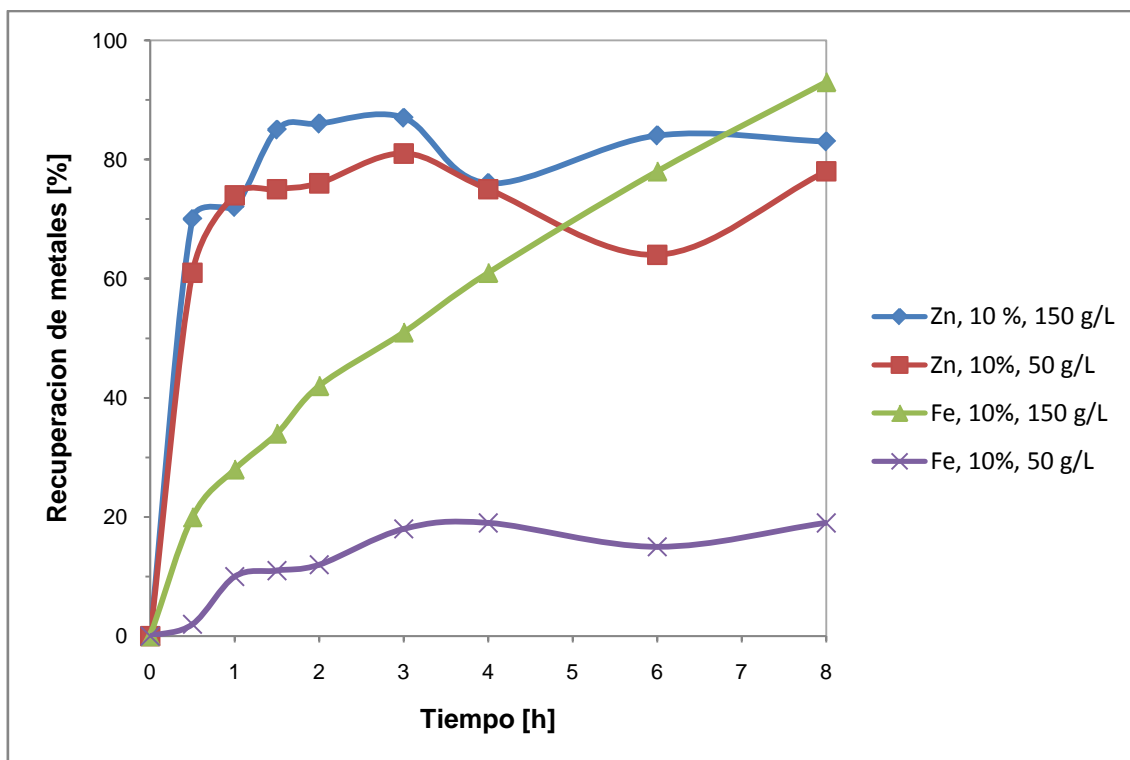


Figura 1.4. Recuperación de Zn y Fe, a 10% de sólidos a distinta concentración de HCl (Ricaurte, 2013, pp. 72-73)

Con el uso de la membrana en medio de la celda se evito el contacto de la solución lixiviada con el ánodo impidiendo la formación del gas Cl_2 , permitiendo a su vez la electrodeposición de zinc en el cátodo. En el lado catiónico de la celda bi-electrolítica el electrolito fue la solución lixiviada previamente purificada, mientras que en el lado anódico se ubica una solución de H_2SO_4 1 M (Ricaurte et al, 2014, pp. 74-78).

Estos procesos muestran ser una gran alternativa para la industria ya que la lixiviación con HCl alcanza una recuperación de 70,9 % en 2 h, mientras que con H_2SO_4 es de 75,6 % en 8 h (Ricaurte et al, 2014, pp. 74-78).

Posteriormente cuando se realiza la recuperación de zinc metálico por electrodeposición se obtienen que al usar H_2SO_4 como agente lixiviante tenemos

una recuperación de 50,6 %, si el agente lixiviante es HCl se da una recuperación de 44,3 %. En ambos procesos el metal catódico presenta una contaminación de Pb y Fe por lo cual es necesario realizar un proceso de fusión para que estos metales se eliminen con la escoria (Ricaurte et al, 2014, pp. 74-78).

Entre los dos agentes mencionados la lixiviación con HCl presenta una pequeña ventaja sobre el H_2SO_4 en cuanto al tiempo de recuperación de zinc en solución, por otro lado si nos enfocamos en los costos de operación de una celda bi-electrolítica frente a una celda tradicional estos son superiores ya que necesitamos H_2SO_4 que actué como electrolito en el lado anódico, además mayor energía eléctrica para vencer la resistencia de la membrana, sin embargo en este tipo de celda se regenera el ácido que está presente en el lado catódico, el cual se recicla y vuelve al proceso (Ricaurte et al, 2014, pp. 74-78).

1.2.10 PROCESO DE RECUPERACIÓN DE METALES CON MEMBRANAS DE INTERCAMBIO IÓNICO

Las membranas para este proceso son de naturaleza protónica ya que constan de una estructura porosa polimérica con grupos negativos fijos neutralizados por grupos positivos móviles; los grupos negativos repelen los iones de carga similar y las cargas positivas son fácilmente transportadas de un grupo a otro por repulsión sucesiva, lo que ocasiona el flujo catiónico. Los grupos fijos de intercambio más usuales son los sulfónicos, carboxílicos y fenólicos (Casas, Castro, Crisóstomo y Cifuentes, 2002, pp. 1-2).

Para su correcto funcionamiento, la membrana debe estar humedecida, permitiendo la movilidad de los iones positivos del ánodo al cátodo. El espesor de la película (electrolito), generalmente se encuentra entre 50 y 100 μm (Nagarale, Gohil y Shahi, 2006, pp. 97-106).

Las membranas poliméricas para este proceso deben ser estables químicamente en las condiciones de operación, tener alta conductividad protónica y nula

conductividad de electrones, buena retención de agua a temperaturas próximas a 100°C, estabilidad térmica e hidrolítica, permeabilidad muy baja a los reactivos gaseosos, buenas propiedades mecánicas en las condiciones de operación, larga vida útil y costo de producción compatible con la demanda comercial de la celda (Nagarale et al, 2006, pp. 97-106).

A este proceso también se lo conoce como electrodiálisis (ED), este es un método moderno de tratar efluentes, que no produce contaminación y que permite separar iones según su signo y tamaño por medio de membranas aniónicas y catiónicas, así como sintetizar compuestos de valor comercial por medio de membranas bipolares (electrohidrólisis, EH); permite también la separación y concentración de compuestos tóxicos; la recuperación de agua limpia y metales; la reducción de la toxicidad de ciertos efluentes (por ejemplo la oxidación electrolítica de cianuro a cianato por medio de electrodiálisis reactiva (EDR) (Banasiak, Kruttschnitt y Schäfer, 2007, pp. 38-43).

En otras palabras, la electrodiálisis tiene la potencialidad de recuperar compuestos químicos de valor comercial (incluida agua, cuya escasez es un problema en todo el mundo) que hoy se pierden como parte de efluentes tóxicos que van a contaminar el medio ambiente (Kerres, Cui, Disson y Neubrand, 1998, pp. 211-217).

La energía eléctrica en este tipo de procedimiento es fundamental ya que suministra la fuerza directora en ED para la migración iónica a través de las membranas, los electrólitos son normalmente transferidos desde una solución menos concentrada, a través del intercambio iónico de la membrana, hasta una solución más concentrada con la ayuda de energía eléctrica (Gohil, Binsu y Shahi, 2006, pp. 210-214).

La purificación del disolvente en ED tiene lugar por la eliminación del soluto indeseable a través de la membrana, mientras la purificación del disolvente en la OI (osmosis inversa) y UF (ultrafiltración) tiene lugar por transporte selectivo del

solventé a través de la membrana que rechaza al soluto (Gohil et al, 2006, pp. 210-214).

La ED es una técnica en la cual se da una separación electroquímica, en el que las membranas utilizadas más una diferencia de potencial eléctrico, se usa para separar especies iónicas y otros elementos no cargados de una disolución acuosa (Kerres et al, 1998, pp. 211-217).

La ED actualmente es usada en su mayoría para la desalinización del agua, por otro lado en determinados sectores del planeta, es la técnica primordial para la producción de agua potable. Sin embargo la desalinización de agua marina y la producción de sal no son las aplicaciones más relevantes de esta técnica (Kerres et al, 1998, pp. 211-217). La Figura 1.5 muestra cómo actúan los iones en cada caso antes mencionado.

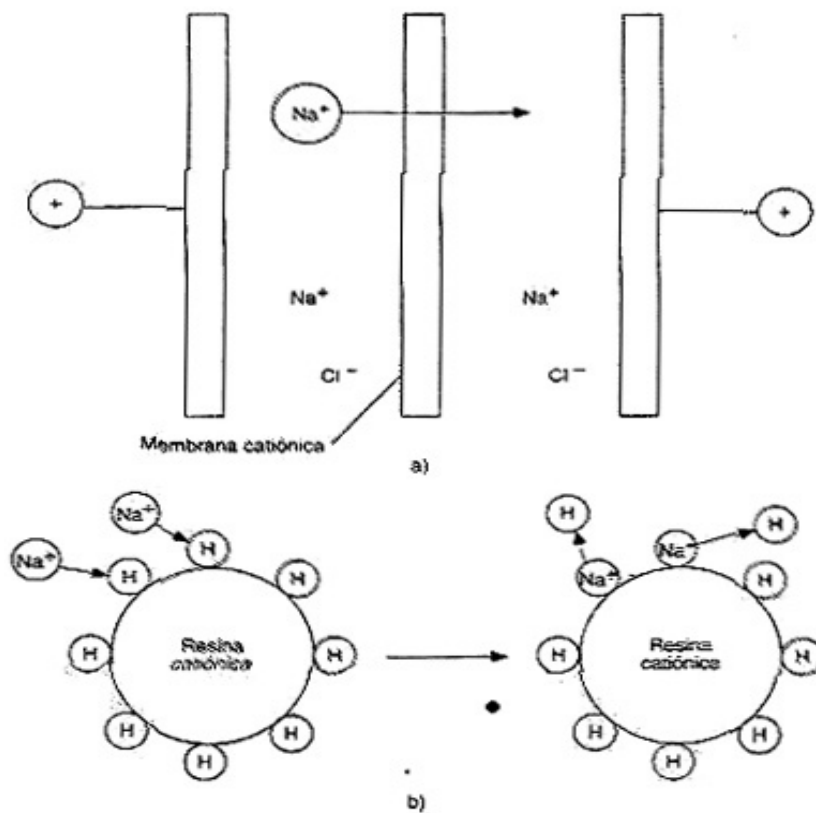


Figura 1.5. a) Intercambio iónico por permeación de membrana; b) intercambio adsorptivo en el caso de una resina de intercambio iónico (Gohil et al, 2006, p. 212)

El estudio de nuevas técnicas y proceso a dado paso a la creación de nuevas membranas de intercambio iónico, las cuales cuentan con mejor capacidad selectiva, menor resistencia eléctrica, mayor rango térmico, mayor selectividad química y aumento de las propiedades mecánicas, lo que ha generado una enorme expectativa en las aplicaciones de la ED, especialmente en las industrias alimenticias, de medicamentos y producción de reactivos químicos, así como en la biotecnología y en el tratamiento de aguas residuales (Xu, 2005, pp. 11-14).

Al hablar de electrodeposición con compuestos poliméricos debemos diferenciar entre una membrana de intercambio iónico tiene forma de hoja, mientras que una resina de intercambio iónico tiene forma granular. El cambio iónico es un fenómeno de permeado de iones, en el caso de una membrana de intercambio iónico, mientras que es un fenómeno de cambio adsorptivo de iones, en el caso de una resina de intercambio iónico (Gohil et al, 2006, pp. 210-214).

A causa del fenómeno explicado anteriormente, una membrana de intercambio iónico no requiere regeneración, sino que puede utilizarse continuamente durante un largo período de tiempo (Gohil et al, 2006, pp. 210-214).

El mecanismo de operación de una membrana de intercambio iónico bajo el influjo de un potencial eléctrico se muestra en la Figura 1.6.

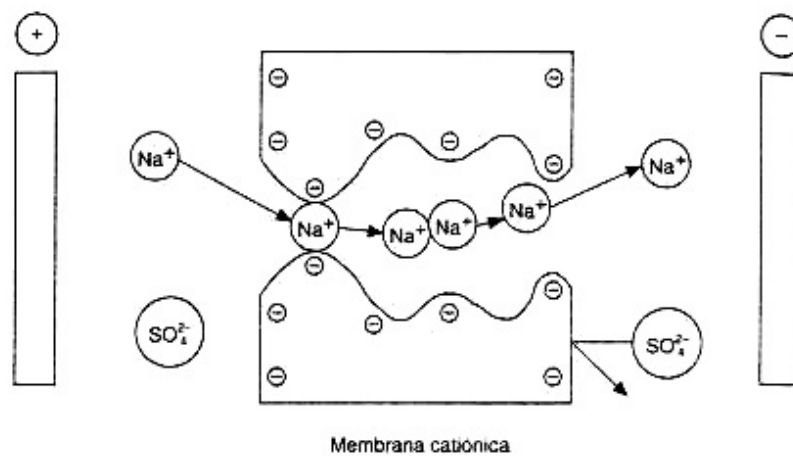


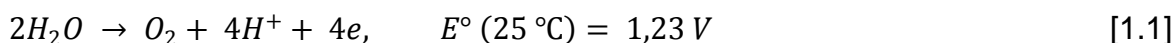
Figura 1.6. Diagrama de cómo actúa una membrana de intercambio iónico (Banasiak et al, 2007, p. 40)

La membrana de intercambio catiónico está cargada negativamente y es permeable para cationes como los de sodio (Na^+) y calcio (Ca^{2+}), mientras que es impermeable para aniones tales como el cloruro (Cl^-), sulfato (SO_4^{2-}), etc (Banasiak et al, 2007, pp. 38-43).

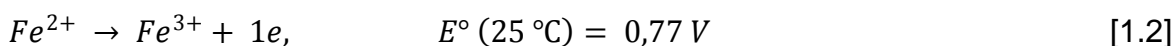
Para el desarrollo de nuevas celdas de electro-obtención de metales se deben considerar diversos aspectos, tales como: electrodos de mayor área específica (m^2/kg), celdas optimizadas desde el punto de vista fluido-dinámico y disminución de los costos específicos en insumos materiales y energía eléctrica (Banasiak et al, 2007, pp. 38-43).

Ejemplo de la utilización de membranas de intercambio iónico:

Reacción Convencional:



Reacción Alternativa:



Esto se consigue mediante la separación de anolito (solución de sulfato ferroso y ácido sulfúrico) y catolito (disolución de sulfato de cúprico y ácido sulfúrico) por medio de una membrana de intercambio iónico (Wu, Wu, Yu, Xu y Fu, 2008, pp. 38-43).

En trabajos previos de electrolisis con membranas se conoce que tienen una buena recuperación de zinc, a una densidad de corriente de 725 A/m^2 , a estas condiciones el depósito presenta una superficie uniforme y gran brillo característico de los metales, también podemos destacar que mientras más baja sea la densidad de corriente mayor es la recuperación de zinc y menor la concentración de impurezas en el depósito, respecto al consumo energético se

necesita 1171,33 kWh/t de polvo de acería a procesar (Ricaurte et al, 2014, p. 122).

1.3 LIXIVIACIÓN DE POLVOS DE ACERÍA MEDIANTE ÁCIDOS ORGÁNICOS

Los polvos de acería permanecen por lapsos prolongados de tiempo, antes de ser dispuestos de manera definitiva en rellenos sanitarios o vertederos municipales, los cuales pueden o no estar debidamente acondicionados para recibir esta clase de residuo. Aparte de los metales pesados, otro problema ambiental que presentan estos materiales residuales es su elevada alcalinidad, lo que hace que generen lixiviados potencialmente peligrosos, sobre todo al entrar en contacto con el agua de lluvia (Burgstaller, Strasser, Woebking y Schinner, 1992, pp. 340-343).

Otra desventaja de la alcalinidad, es que la misma facilita la movilización del Pb en los referidos lixiviados. Estas características hacen atractivo el desarrollo de tratamientos que contemplen una etapa de inertización o remediación, previa a la disposición de estos residuos en recintos transitorios o definitivos, minimizando así el impacto negativo que los mismos puedan generar al medio ambiente (Burgstaller et al, 1992, pp. 340-343).

Debido a los elevados costos energéticos y a la contaminación ambiental que producen las técnicas de lixiviación empleando ácidos inorgánicos como agentes lixiviantes y lo anteriormente expuesto, se ha buscado alternativas las cuales ofrecen un tratamiento de remediación de la alcalinidad a un polvo de acería empleando como agentes lixiviantes ácidos orgánicos, para lograr este objetivo, se debe caracterizar inicialmente al residuo empleando técnicas de espectrofotometría de absorción atómica, con la finalidad de conocer la composición química del polvo de acería generado por la operación de los hornos de arco eléctrico. El tratamiento de remediación de la alcalinidad fue posible mediante la aplicación de técnicas hidrometalúrgicas de lavados secuenciales

empleando agua como agente de control y soluciones diluidas de ácidos orgánicos tales como, ácido cítrico, oxálico y acético (Delvasto, Huang, Sandoval, Casal y Domínguez, 2011, p. 82).

En los lixiviados obtenidos se medirá el pH para conocer el grado de atenuación de la alcalinidad de los polvos en contacto con las distintas soluciones ácidas. Todas las soluciones ácidas mencionadas, se deben preparar a concentraciones tales que su pH fuera de aproximadamente 2,6 unidades, ya que estas condiciones se asemejan a las alcanzadas en procesos de biorremediación de arenas, utilizando el hongo del suelo *Aspergillus Niger* (Brandi, Bosshard y Wegmann, 2001, pp. 319-322).

Un problema que enfrenta este tipo de lixiviación es la variación de concentración de los ácidos orgánicos que permiten recrear ambientes propicios para el desarrollo de los microorganismos, dependiendo de este factor la lixiviación podrá ser selectiva para uno o más elementos (Geoffrey, 2004, pp. 109-112).

Los resultados de atenuación de la alcalinidad muestran que la solución de ácido acético presenta el mayor poder de atenuación, no obstante, tomando en cuenta el punto de vista ecológico, la solución de ácido cítrico brinda los mejores resultados con las condiciones experimentales empleadas, ya que permite que el lixiviado alcance un valor cercano a la neutralidad, luego de tres ciclos de lavado (Delvasto et al, 2011, pp. 221-224).

Se encontró también que la solución de ácido oxálico no puede ser utilizada desde un punto de vista tecnológico, con el propósito de atenuar la basicidad de los polvos de acería, ya que no generan una disminución en el pH de las soluciones en contacto con el polvo de acería. Estos resultados sugieren que con un solo batch de una solución de ácido acético, pero con un pH de 4-5, podría resultar económicamente útil, pero esto aún debe determinarse experimentalmente (Delvasto et al, 2011, pp. 221-224).

2. PARTE EXPERIMENTAL

2.1 EVALUACIÓN DE LOS ENSAYOS DE LIXIVIACIÓN PARA LA RECUPERACIÓN DE ZINC CON ÁCIDOS ORGÁNICOS

El presente trabajo tiene por objetivo diseñar una planta de lixiviación de polvos de acería con ácidos orgánicos para recuperación de zinc a partir de polvos de acería, los cuales se generan a diario durante las operaciones de fusión y afino de la chatarra en los hornos de arco eléctrico en las diferentes industrias de acero reciclado.

Se realizaron pruebas de cada proceso a nivel de laboratorio, variando distintos parámetros, esto debido a que los residuos de polvo de acería varían su composición de empresa a empresa e incluso en cada fundición de un mismo horno de arco eléctrico ya que la chatarra usada no tiene una composición uniforme, por lo que su comportamiento en las distintas etapas estudiadas como lixiviación, electrodeposición, entre otras, no se puede predecir mediante modelado matemático y no se puede realizar una comparación específica con otros estudios de residuos de polvos de acería sometidos a los mismos procesos de recuperación de zinc.

La muestra a investigar fue recolectada de los sistemas de limpieza de las corrientes gaseosas de los hornos de arco eléctrico de la empresa Acedelca, la muestra fue suministrada por una empresa recicladora ecuatoriana, para lo cual se tomó 250 kg, de un proceso que genera alrededor de 1000 t/año de polvos de acería.

Primeramente se procedió a homogenizar la muestra y cuartearla en un equipo cuarteador Jones, posteriormente se realizó la caracterización mineralógica de los polvos de acería mediante la técnica de rayos X (DRX) para determinar la concentración y los compuestos químicos presentes en la muestra.

La caracterización de los residuos de polvos de acería se realizó en base a normas existentes para la determinación de propiedades físicas como densidad y granulometría. En cuanto a la caracterización química se probaron varios procedimientos de disgregación hasta disolver totalmente las muestras.

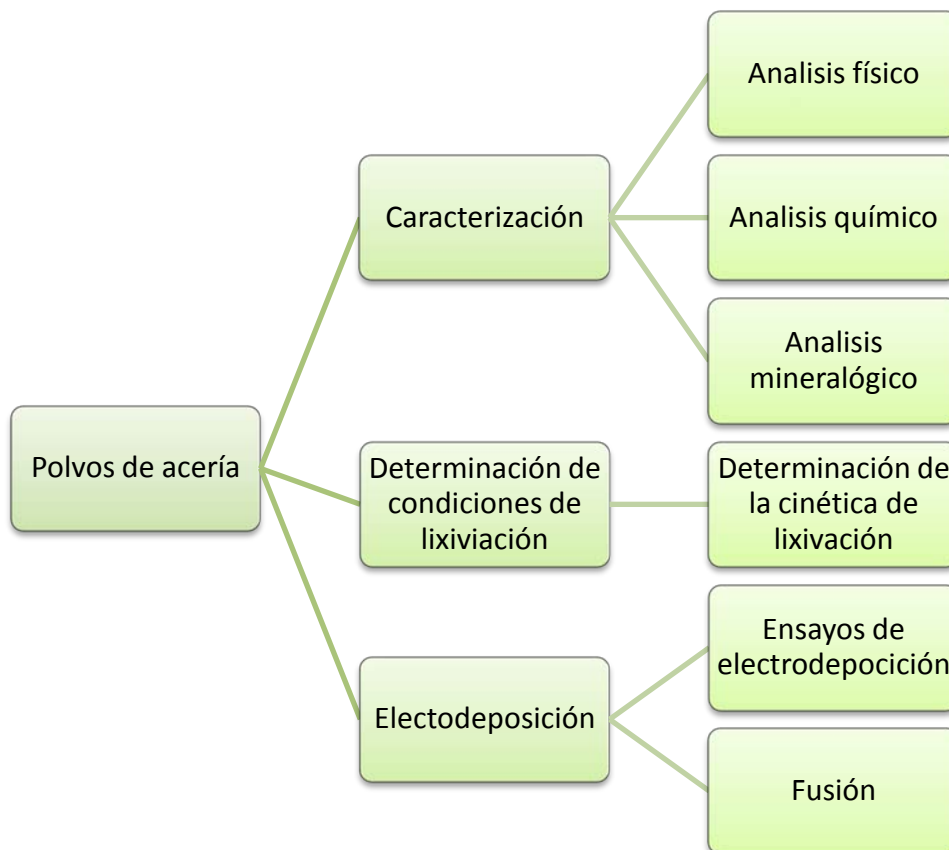


Figura 2.1. Esquema del procedimiento experimental

Los ensayos para determinar las condiciones de lixiviación se desarrollaron con distintos ácidos orgánicos (ácido acético, cítrico, oxálico y tartárico) a diferente porcentaje de sólidos (1, 10 y 30 %).

Los ensayos para la cinética de lixiviación se realizó con 10 y 30 % de sólidos, a dos concentraciones de ácido acético en solución (50 y 150 g/L) y se midió la recuperación de zinc a través del tiempo del reacción mientras se mantuvo constante la concentración de ácido, midiendo el consumo del mismo a lo largo de la reacción y reemplazando la cantidad de ácido necesaria.

Una vez que se determinó el tiempo de operación, porcentaje de sólidos y la concentración de ácido acético en solución bajo las cuales se logra la mayor recuperación de zinc. Posteriormente se realizaron ensayos de electrolisis para recuperar el zinc de forma catódica, para lo cual se utilizó una celda bi-electrolítica.

2.1.1 DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES DE LIXIVIACIÓN

Para evaluar el proceso de lixiviación se prepararon las distintas soluciones ácidas de la siguiente manera:

Se utilizó como medios lixiviantes para los distintos ensayos de esta investigación, disoluciones acuosas de los siguientes ácidos: acético, cítrico, oxálico y tartárico a diferentes concentraciones (10, 100 y 150 g/L) y vinagre (5 % p/p de ácido acético), además con el ácido que demuestre ser el mejor agente lixiviante, el que recupere la mayor cantidad de Zn en las diferentes concentraciones, se va a variar el porcentaje de sólidos (1, 10 y 30 %) (Espinoza, de la Torre y Guevara, 2011. p.4).

Para preparar las distintas soluciones que van a actuar como agente lixiviante en el proceso de recuperación de zinc, se usó una plancha de agitación magnética, un vaso de precipitación de 1000 mL, un agitador magnético, un balón aforado de 1000 mL y un pHmetro digital, previamente calibrado para determinar el pH de la solución preparada.

Además se efectuó los distintos ensayos de lixiviación con vinagre comercial (5 % p/p de ácido acético) para ver si esta solución es capaz de lixiviar los metales de interés (Zn, Fe, Ni, Cd, Cr y Pb), esta fue una alternativa ya que el ácido acético es una sustancia química regulada por el CONSEP y el vinagre comercial es un producto de fácil adquisición. El proceso de lixiviación se dio inicio con los ácidos antes mencionados a una concentración de 10 g/L y con el vinagre comercial para determinar cuál es el mejor agente lixiviante, en base a la mayor recuperación de

zinc y menor recuperación de impurezas, los procesos de lixiviación se realizaron durante 24 horas, en cada carga del reactor se empleó 1 g de polvo de acería en 100 mL de la solución lixivante. La Figura 2.2 muestra como se debe ubicar los distintos instrumentos para dar inicio a la lixiviación.



Figura 2.2. Esquema de los diferentes equipos para iniciar los ensayos de lixiviación

Posteriormente se filtró la solución lixivante utilizando papel filtro cualitativo para obtener la solución fuerte (solución con alto contenido de metales), luego se procedió a lavar los lodos retenidos en cada filtro con 50 mL de agua destilada para así obtener la solución de lavado (solución con bajo contenido de metales). Por último los lodos que quedaron retenidos en los filtros se colocaron en la estufa a unos 60 °C para su secado. Posteriormente fue necesario efectuar una disgregación ácida vía microondas para determinar la cantidad de metales pesados (Fe, Zn, Cd, Ni, Cr y Pb) que se quedaron en los lodos, esto se realizó para tener los datos necesarios al momento de realizar el balance metalúrgico.

Los diferentes metales de interés fueron analizados por la técnica de espectrofotometría de absorción atómica (AA) en un equipo Analyst 300 marca Perkin Elmer.

Una vez realizados los distintos ensayos de lixiviación con cada uno de los agentes lixiviantes se evaluó cual es el que presenta la mayor concentración de Zn en la solución fuerte y la menor cantidad de impurezas, es decir el que recupera la mayor cantidad de Zn en solución, con este ácido se procedió a variar la concentración a 100 y 150 g/L para encontrar la concentración óptima que recupera la mayor cantidad de zinc. Después de haber efectuado las distintas pruebas de lixiviación se dio el caso de que el vinagre comercial fue el mejor agente lixivante para este estudio por lo cual se pasó directamente al proceso de electrolisis para recuperar el zinc de forma catódica.

2.1.2 DETERMINACIÓN DE LA CINÉTICA DE LIXIVIACIÓN

Para construir las curvas de equilibrio y encontrar el tiempo óptimo de operación se realizó la lixiviación con un porcentaje de sólidos del 10 %, con vinagre comercial (ácido acético 50 g/L) a un volumen de 1 000 mL de solución.



Figura 2.3. Esquema de cómo realizar los ensayos en la cinética de lixiviación con soluciones paralelas

La Figura 2.3 muestra como se deben colocar los equipos para obtener una buena toma de datos. Una vez preparada la solución se dio inicio a la agitación y se procedió a la toma de muestras líquidas de la solución ácida que brinda la mayor capacidad lixiviante, cada 30 minutos se tomó una alícuota empleando una pipeta volumétrica de 10 mL, estas cantidades de solución fueron filtradas para su posterior análisis por absorción atómica (AA).

Para realizar este procedimiento es necesario mantener constante la concentración de la solución lixivante durante el proceso, para lo cual mediante titulación se calculó la cantidad de ácido que se debe añadir a la solución para que no disminuya su concentración.

La cinética de lixiviación se llevo a cabo durante 10 horas para medir la concentración de metales recuperados a distintos porcentajes de sólidos (10 y 30 %), se descarto realizar la cinética de lixiviación a 1 % de sólidos ya que la cantidad de recuperación del metal de interés es muy baja en comparación a los otros porcentajes de sólidos. Los ensayos se realizaron con soluciones en paralelo para evitar pérdidas en la solución de trabajo, para lo cual cada vez que se tomaba una alícuota de la solución se reponía la misma cantidad con su solución gemela.

2.2 EVALUACIÓN DEL PROCESO DE RECUPERACIÓN DEL ZINC POR ELECTRÓLISIS

2.2.1 ELECTRODEPOSICIÓN

Para evaluar el proceso de recuperación de zinc por electrolisis: Se utilizó la solución lixiviada fuerte que recupero la mayor cantidad de zinc en los ensayos previos, en este caso ácido acético a una concentración de 50 g/L y un porcentaje de sólidos de 10 %, esta solución luego del proceso de lixiviación paso a una etapa de purificación y posteriormente a la celda bi-electrolítica en la que tuvo

lugar la electrodeposición del zinc.

La celda, primeramente debe estar conformada por dos cámaras y un sistema que permita ubicar membranas en su parte media, en una de estas cámaras se ubico una placa de plomo que actúa como ánodo, en la otra cámara se debe ubicar un cátodo el cual se conformó de una placa de aluminio y en su parte media se ubicó una membrana de intercambio iónico catiónico marca NEOSEPTA tipo CMX cuyas especificaciones técnicas se adjuntan en el Anexo II.

Esta membrana se encuentra ubicada en la mitad de la celda electrolítica, ya que su principal función es que solo pasen los iones hidronio provenientes de la solución de ácido de un lado de la celda, convirtiéndose así en una celda bi-electrolítica. Un esquema de cómo se deben ubicaron los distintos componentes de la celda bi-electrolítica se presenta en la Figura 2.4.

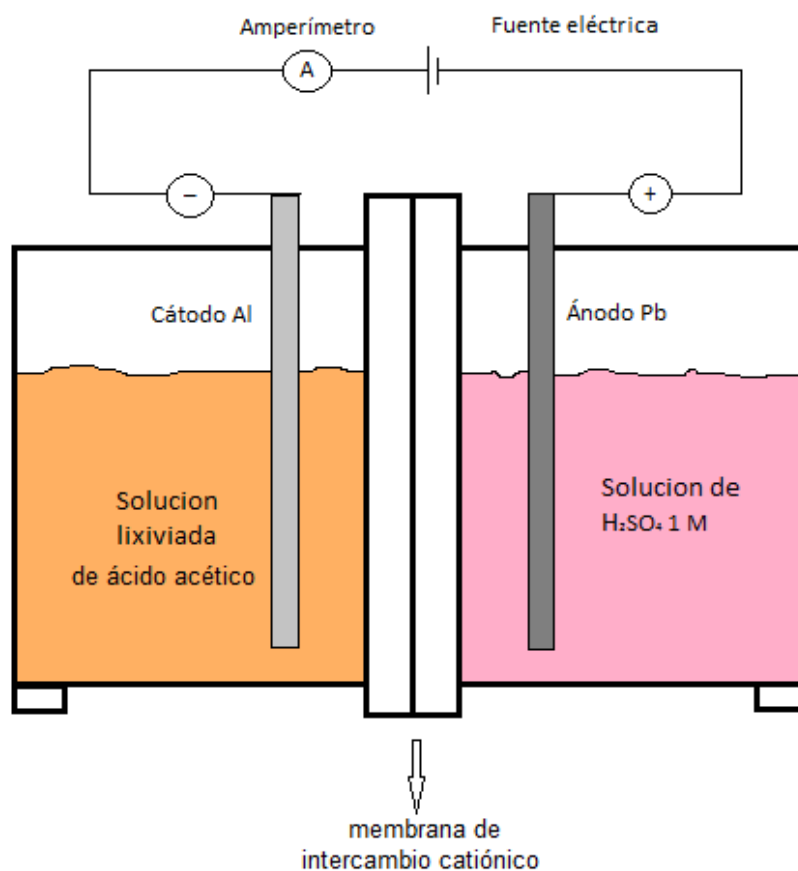


Figura 2.4. Esquema de los distintos elementos en la celda bi-electrolítica

Para la utilización de esta celda fue necesario preparar una solución de ácido sulfúrico 1 M el cual se debe colocar en un extremo de la celda y posteriormente ahí se ubicó la placa de plomo, este lado de la celda pasa a ser el lado anódico.

En el otro extremo de la celda se colocó la solución lixiviada de ácido acético junto con la placa de aluminio la cual va a actuar como cátodo, las dos placas deben estar lo más cerca posible de la membrana de intercambio iónico para favorecer la electrodeposición de zinc.

Para medir la cantidad de corriente que se alimenta a la celda, la cual debe ser de 400 A/m^2 , se conectó la salida positiva de la fuente al ánodo de plomo y la negativa al cátodo de aluminio, los valores de pH en la solución lixiviada oscilaron entre 4-5, estos valores fueron buenos ya que se logró que la electrodeposición de zinc sea efectiva.

2.2.2 FUSIÓN DEL ZINC CATÓDICO

Una vez que se extrajo todo el zinc de la solución lixiviada se procedió a realizar una fusión para obtener el zinc en forma metálica y eliminar algunas impurezas presentes en el material. Para realizar la fusión los depósitos obtenidos del proceso de electrodeposición, que están en forma de laminas, se deben reducir de tamaño para obtener una mezcla más homogénea, a la cual se debe añadir NH_4Cl como carga fundente para lograr el afinamiento del zinc, este debe ser en una proporción de 75% en peso de los depósitos del metal.

Esta mezcla se coloca en un crisol de cerámica, el cual sea acorde al volumen de mezcla disponible, con la mufla previamente encendida y a una temperatura de $450 \text{ }^\circ\text{C}$ se funde durante 1 h, después el contenido se vierte en una lingotera y se obtiene el zinc metálico. La Figura 2.5 muestra la mufla donde se llevara a cabo el proceso de fusión.



Figura 2.5. Mufla eléctrica del departamento de metalurgia extractiva (DEMEX)

El producto obtenido (zinc metálico), va a ser analizado por la técnica de microscopía electrónica (MEB) para determinar su composición y pureza, para realizar este procedimiento la muestra debe estar totalmente seca ya que la humedad afecta al equipo, una vez que el metal está en la cámara de muestras se debe realizar el análisis de distintos puntos de la muestra ya que este equipo da un análisis semicuantitativo del material.

2.3 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES DE LA PLANTA PROCESADORA DE 10 T/MES DE POLVOS DE ACERÍA

Inicialmente se planteó procesar una cantidad de 10 t/mes de polvo de acería, pero debido a la gran cantidad de desechos que se produce en cada industria siderúrgica, que son aproximadamente 1 000 t/año y a los diferentes ensayos que se realizó, los cuales demostraron una buena recuperación de zinc, se dimensionó los equipos para una planta procesadora de 100 t/mes de polvos de

acería con ácidos orgánicos y se va a tomar en cuenta los siguientes aspectos:

2.3.1 DETERMINACIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

Se realizó el diagrama de flujo del proceso lo cual se lo efectuó con base en los mejores resultados obtenidos a nivel de laboratorio en las distintas etapas del proceso.

La capacidad de procesamiento de la planta va a ser de 5 t/día de polvos de acería, esto se calculo en base a que los días de trabajo en un mes son 20, dando un total de procesamiento de 100 t/mes, no se considera los fines de semana ya que estos son de descanso, los cuales van a estar distribuidos en dos líneas de proceso idénticas de 2,5 t/día, esto se realizó con el fin de dar un mejor tratamiento al material.

Para efectuar el diagrama de flujo del proceso se tomo en cuenta distintos criterios, los cuales mencionamos a continuación:

- Cada proceso en la planta procesadora de polvos de acería debe obtener una máxima eficiencia de obtención de zinc metálico y a su vez buscar el mínimo consumo energético.
- El tiempo de operación debe adaptarse al tiempo laboral establecido por la ley y las diferentes condiciones que requiera el proceso.
- Se debe aprovechar la mayoría de las corrientes que salen de los distintos procesos para disminuir los costos de operación, una alternativa es la recirculación de corrientes o el tratamiento de las mismas.

2.3.2 DISEÑO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO Y AGITACIÓN PARA LOS DISTINTOS PROCESOS

Ya que los distintos procesos que se van a efectuar en la planta de recuperación de zinc mediante lixiviación con ácidos orgánicos van a ser batch los volúmenes para los distintos tanques se definieron por la cantidad de solución presente en cada proceso.

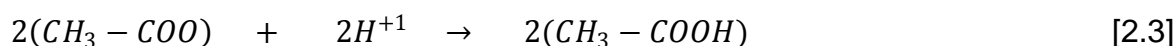
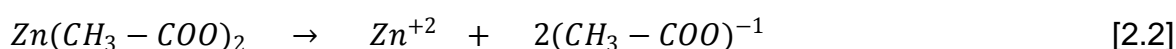
Cuando ya se calcularon las cantidades de solución en los distintos procesos se sobredimensionó el volumen de los tanques en un 20%, esto se hace por motivos de seguridad y posteriormente se buscara en catálogos los tanques que se adapten a los volúmenes calculados.

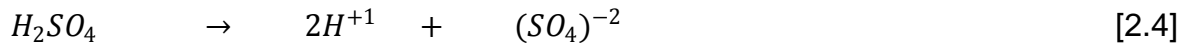
2.3.3 DISEÑO DE LA CELDA BI-ELECTROLÍTICA

Esta celda debe contener la solución lixiviada rica en zinc y un volumen de ácido sulfúrico que provea de suficientes iones hidrogeno para que se lleven a cabo las distintas reacciones del proceso, por lo que el volumen de la misma va a depender de la cantidad de solución lixiviada que se alimente al proceso de electrólisis en cada batch.

Las diferentes reacciones que se van a efectuar en la celda bi-electrolítica son las siguientes:

Para el lado aniónico de la celda se calculó el volumen de la solución de ácido sulfúrico 1M en base a las reacciones estequiometrias que se dan en la celda bi-electrolítica.





Además en este proceso se debe calcular las dimensiones de cada cámara de la celda en función del volumen de cada solución ya que la membrana de intercambio iónico catiónico que se encuentra en la mitad debe estar en contacto con ambas soluciones, esto va a influir directamente en el tiempo de operación de la celda y la cantidad de corriente que se debe administrar al proceso de electrodeposición para obtener como producto zinc catiónico.

2.4 EVALUACIÓN ECONÓMICA PRELIMINAR DE LA IMPLEMENTACIÓN INDUSTRIAL DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE POLVOS DE ACERÍA CON ÁCIDOS ORGÁNICOS

La factibilidad económica del proceso de obtención de zinc metálico, se va a analizar con los siguientes indicadores económicos, VAN, TIR y tiempo de pago de la inversión con el fin de determinar la rentabilidad del proyecto.

Para obtener los distintos indicadores económicos que se mencionaron en el párrafo anterior, se debe determinar costos fijos, inversión, variables de operación y flujo de caja.

La inversión fija es el costo de los equipos principales, secundarios, cimientos, tuberías, instalación de equipos, instrumentación y terreno mientras que el capital de trabajo es la cantidad de dinero que se debe utilizar para realizar el arranque de la planta, la suma de estos capitales se los conoce como inversión (Peters y Timmerhaus, 1991, p.3).

Para el desarrollo del proyecto se realizará un préstamo por la totalidad de la inversión fija y el capital de trabajo a un plazo de 10 años (que es el horizonte de operación de la planta) con una tasa de amortización del 10%. Se pagará el

crédito por anualidades.

El flujo de caja es el ingreso que se percibe por la venta del único producto que es el zinc.

El VAN es el valor actual neto de ganancias que se obtiene al hacer una inversión. La fórmula que nos permite calcular el Valor Actual Neto es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad [2.5]$$

V_t = Representa los flujos de caja en cada periodo t .

I_0 = Valor del desembolso inicial de la inversión.

n = número de períodos considerado.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Para realizar los distintos ensayos de lixiviación es necesario tener la caracterización de la materia prima (polvos de acería), estos datos se obtuvo de trabajos anteriores y la composición se presenta en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Caracterización química de los polvos de acería mediante la técnica de fluorescencia de rayos X (FRX)

Elemento	Contenido (%)	Elemento	Contenido (%)	Elemento	Contenido (%)
Zinc	29,95	Azufre	2,03	Fósforo	0,11
Hierro	18,70	Calcio	1,94	Titanio	0,08
Magnesio	9,35	Manganeso	1,69	Estaño	0,07
Potasio	6,18	Aluminio	1,22	Bismuto	0,06
Cloro	5,16	Wolframio	0,52	Cadmio	0,03
Plomo	2,65	Cobre	0,25	Antimonio	0,03
Silicio	2,48	Cromo	0,14	Níquel	0,03

(Espinoza, 2012, p.69)

3.1 RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN DE LOS ENSAYOS DE LIXIVIACIÓN

Los balances metalúrgicos de los diferentes metales de interés, que se realizaron en los distintos estudios se presentan mediante figuras continuación y se detallan en el Anexo I.

3.1.1 ENSAYOS DE LIXIVIACIÓN AL 1 % DE SÓLIDOS

Los diferentes ensayos de lixiviación se efectuaron como se explicó en la sección 2.1.1. Para los ensayos de lixiviación en pulpas diluidas (bajo porcentaje de sólidos en solución) se emplearon las soluciones de ácido: acético, cítrico, oxálico

y tartárico, con estos agentes lixiviantes se trabajo a distintas concentraciones: 10 g/L, 100 g/L y 150 g/L, con el fin de determinar cuál es la solución que alcanza el mayor porcentaje de recuperación del metal de interés (zinc). Además también se realizaron lixiviaciones con vinagre comercial el cual posee una concentración de 50 g/L de ácido acético ya que este es de fácil adquisición y no tiene regulación del CONSEP.

3.1.1.1 Ensayos de lixiviación a concentraciones de 10 g/L

Los ensayos de lixiviación en pulpas diluidas (1 % de sólidos) con los diferentes ácidos a la concentración indicada se efectuaron con 100 mL de solución a agitación constante de 500 rpm por un periodo de 24 h, las recuperaciones totales de los distintos metales de interés se muestran a continuación en la Figura 3.1 y se detalla en el Anexo I.

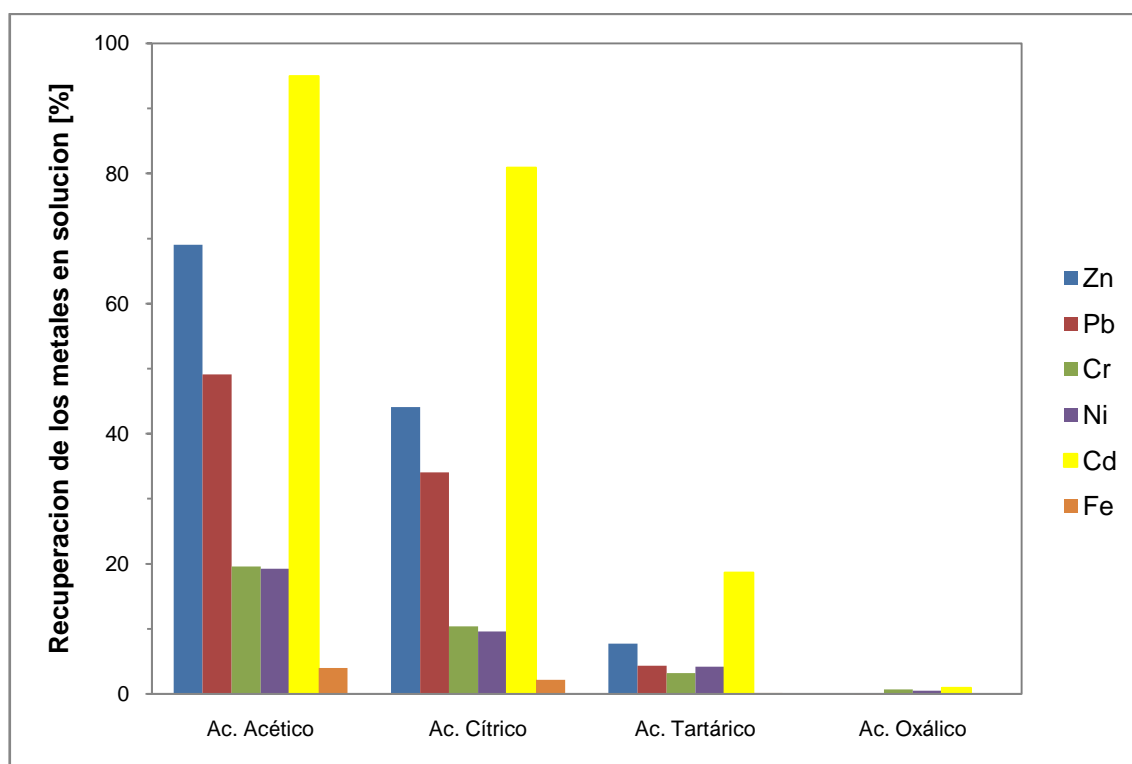


Figura 3.1. Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 1% de sólidos a concentración de 10 g/L de ácido

Como se puede observar a simple vista, la recuperación total de Zn es representativa para el ácido acético y el cítrico (69 y 44 % de recuperación) respectivamente, lo cual indica que hasta el momento son el mejor agente lixivante.

De los resultados presentados también se aprecia que el metal con mayor porcentaje de recuperación es el Cd, pero este metal no es representativo ya que según la caracterización de la muestra de polvos de acería adquirida descrita en la Tabla 3.1 está presente en un 0,03 %.

De los cuatro agentes lixivantes estudiados el ácido oxálico es el que tiene menor recuperación del metal de interés, seguido muy de cerca por el ácido tartárico (0,03 y 8 % de recuperación) respectivamente.

3.1.1.2 Ensayos de lixiviación a concentraciones de 100 g/L

En estos ensayos se mantuvo el porcentaje de sólidos (1 %), se trabajó a un volumen de 100 mL de solución, la diferencia con la sección anterior es que se elevó las concentraciones de los distintos ácidos a 100 g/L y se incluyó en el estudio como agente lixivante a dos marcas de vinagre comercial (vinagre sabor y vinagre helmozt).

Los resultados obtenidos en este ensayo se muestran a continuación en la Figura 3.2 y 3.3, además los datos obtenidos de todos los metales que se analizaron en este estudio se detallan en el Anexo I.

De la siguiente figura también podemos destacar que el ácido oxálico no posee afinidad con el metal de interés (Zn) y que el ácido tartárico muestra que con un incremento en su concentración aumenta la recuperación de Zn, pero no es tan buena en relación a los otros agentes lixivantes.

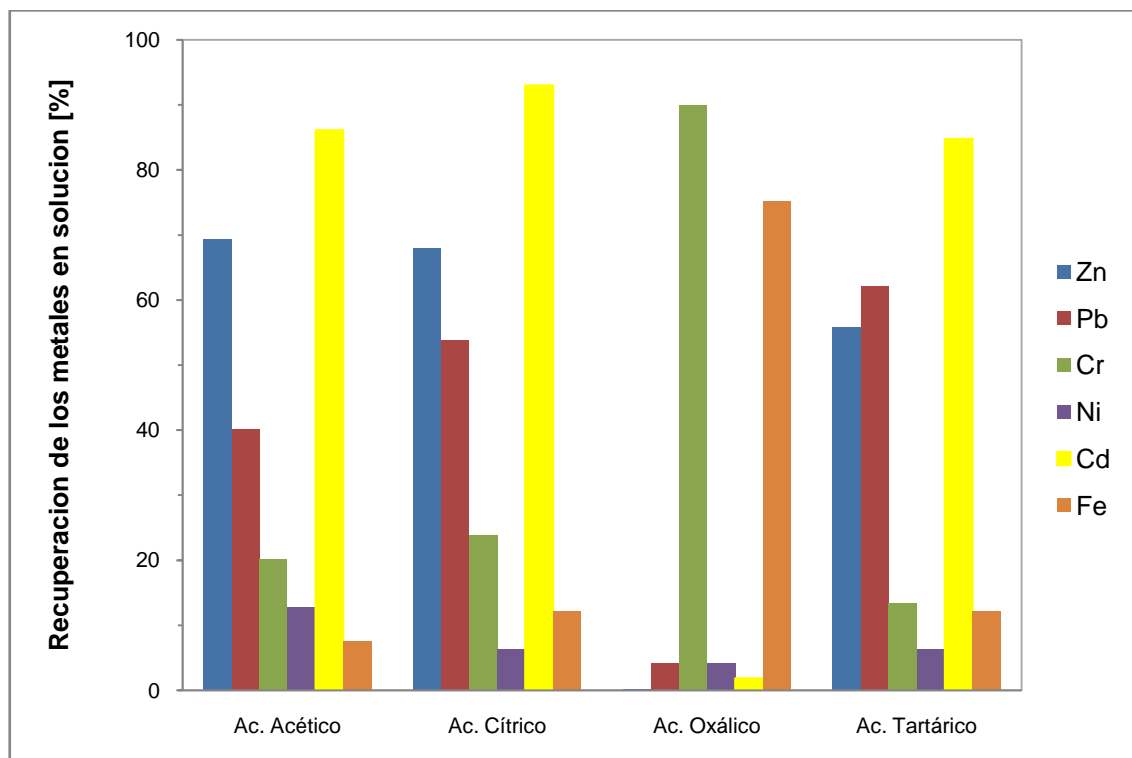


Figura 3.2. Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 1% de sólidos a concentración de 100 g/L de ácido

Como se puede observar en los resultados presentados, la recuperación de los distintos metales se incrementó, debido a que hay mayor cantidad de ácido disponible en la solución, lo que provoca una saturación de ácido en relación a la cantidad de sólidos disponible. Los mejores agentes lixiviantes en estos ensayos son el ácido acético y cítrico que poseen un porcentaje de recuperación de Zn alrededor del 70 %.

Se puede apreciar en la Figura 3.3 que las dos marcas de vinagre (ácido acético 50 g/L) presentan una recuperación de Zn del 70 %, similar a la recuperación de la solución de ácido acético de 100 g/L, pero si apreciamos los porcentajes de recuperación de Fe y Pb que es otro punto a considerar ya que estos al ser impurezas se convierten en un problema posterior al momento de obtener el Zn por electrodeposición, por esta razón se considera al mejor agente lixivante de estos ensayos al vinagre H ya que logra una recuperación del 70 % de Zn, 5 % de Fe y 19 % de Pb.

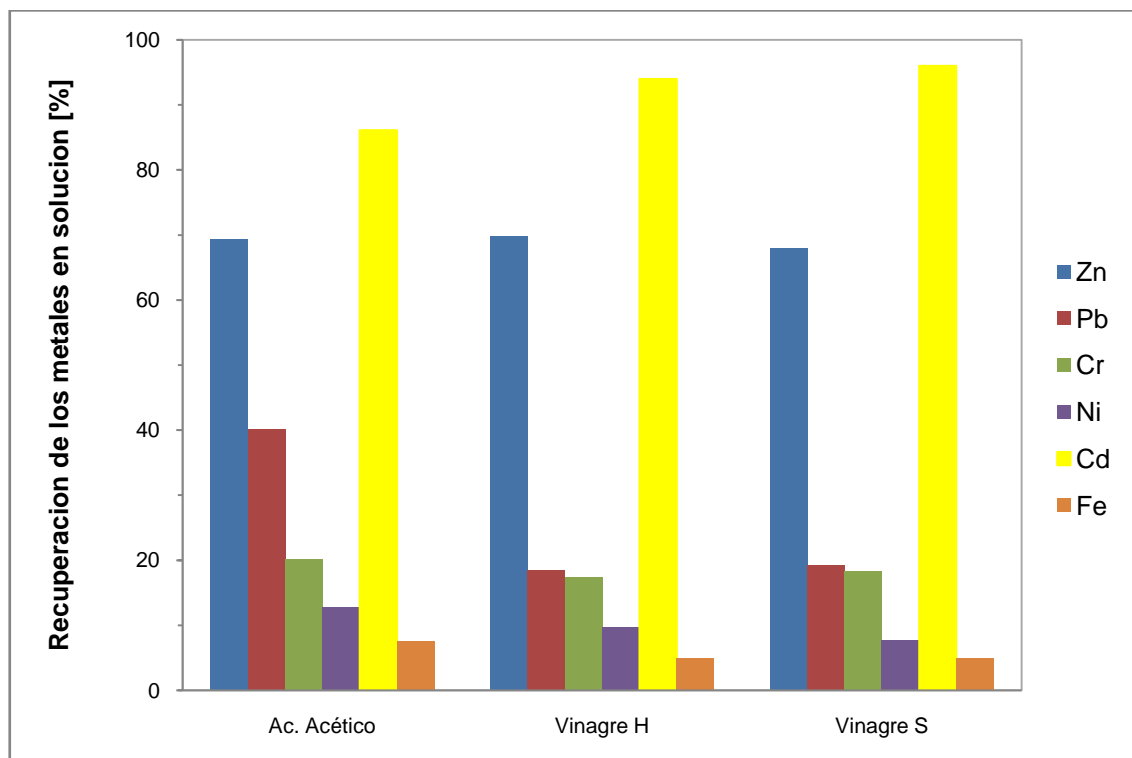


Figura 3.3. Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 1% de sólidos a concentración de 100 g/L de ácido acético y vinagre (concentración 50 g/L de ácido)

3.1.1.3 Ensayos de lixiviación a concentraciones de 150 g/L

Para conocer cuál es la mejor concentración de ácido que recupere la mayor cantidad de Zn se efectuaron ensayos a 150 g/L de concentración, los resultados se muestran en la Figura 3.4 y se detallan en el Anexo I.

Como se puede observar el ácido acético se mantiene como el mejor agente lixivante con una recuperación de Zn 80 %, seguido muy de cerca por el ácido cítrico Zn 74 %, los demás ácidos presentan una baja recuperación, por ello no se los va a considerar favorables para la recuperación del metal de interés.

Los ácidos acético y cítrico pese a recuperar la mayor cantidad de Zn presentan altas recuperaciones de Fe (10 y 12 %) y Pb (74 y 77 %), los cuales son las principales impurezas en el proceso de electrodeposición, ya que mientras menor

sea el contenido de Fe en el lixiviado, este ofrecerá menor competencia para que el Zn se deposite en el cátodo.

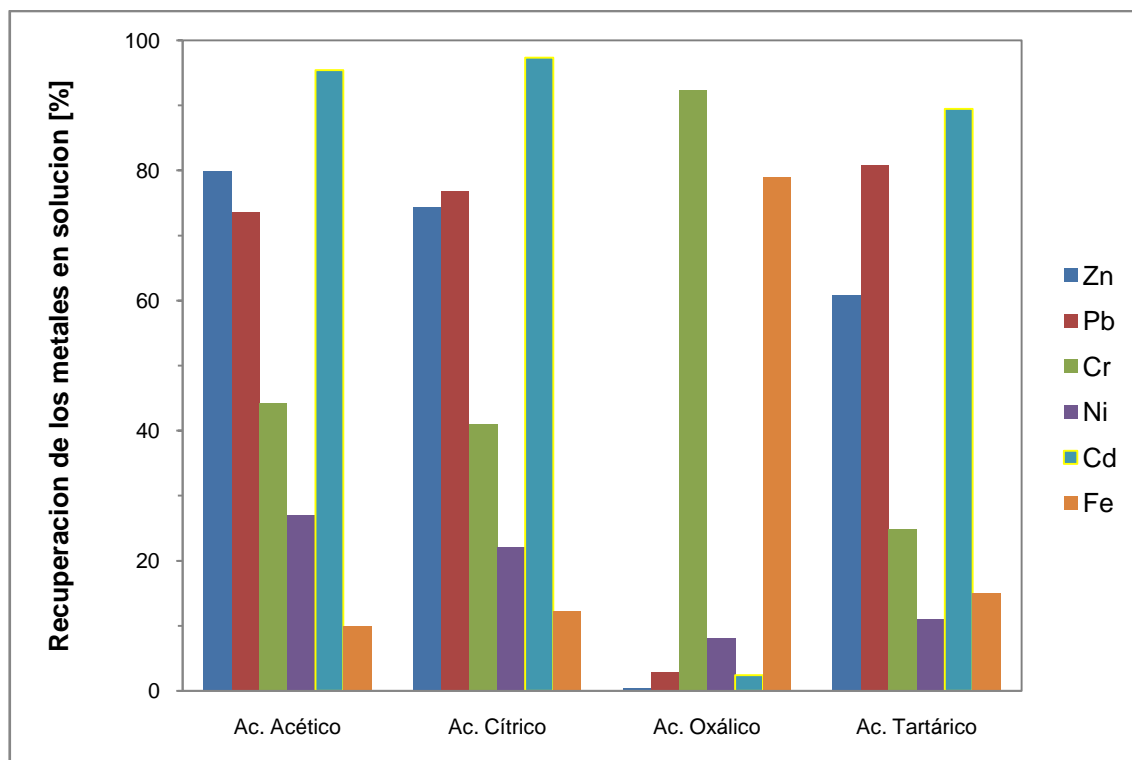


Figura 3.4. Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 1% de sólidos a concentración de 150 g/L de ácido

Además se debe considerar, que la recuperación de Zn se relaciona con la constante de disociación de los distintos ácidos, pKa, acético: 4,75; cítrico: 3,08; tartárico: 3,03; oxálico: 1,27, (Maron y Prutton, 2002, pp. 337-348). A mayor pKa la recuperación de Zn es mayor ya que tiene una mayor capacidad para formar complejos, además la electronegatividad del Zn es alta en relación a los otros metales. Sin embargo, el Cd presenta altos porcentajes de recuperación en las distintas soluciones debido a que la electronegatividad de este es superior a la del Zn, pero en el estudio es despreciable debido a que se encuentra en bajas concentraciones en la muestra inicial (0,03 %).

Por otro lado, se observa que el ácido cítrico recupera una gran cantidad de los metales analizados en la Figura 3.4, esto se da debido a que se disocia tres

veces, lo que aumenta paulatinamente su pKa y recupera más metales en cada disociación.

3.1.1.4 Comparación de los ensayos de lixiviación

La Figura 3.5 muestra la recuperación de Zn, Fe y Pb a distintas concentraciones de ácido acético, ya que este demostró ser el mejor agente lixiviante en los ensayos realizados.

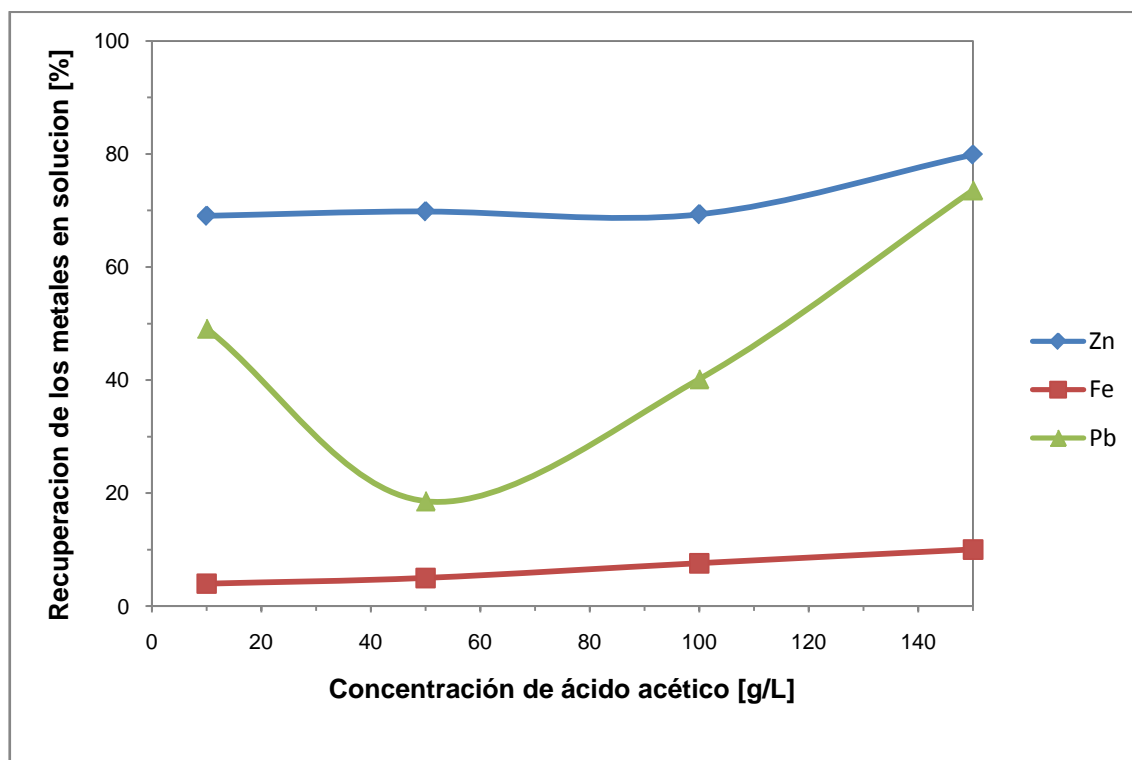


Figura 3.5. Comparación de los resultados de recuperación de Zn, Fe y Pb a distintas concentraciones de ácido acético

De los resultados obtenidos se puede decir que para pulpas diluidas la concentración de ácido no afecta significativamente a la recuperación de Zn ya que su porcentaje de recuperación oscila de 70 a 80 %, pero para el Fe y Pb es un factor importante.

En el caso del Fe se observa que el porcentaje de recuperación es directamente

proporcional a la concentración que se le aplica, con el Pb se aprecia que la menor recuperación de este metal se obtiene a una concentración de 50 g/L de ácido (vinagre H).

De acuerdo a los factores antes mencionados se aprecia que el agente lixivante que posee mayor afinidad con el Zn es el ácido acético, las concentraciones que se van a utilizar en los siguientes ensayos de lixiviación son: la de 50 g/L ya que es la que menor porcentaje de impurezas recupera y la de 150 g/L ya que obtiene la mayor cantidad de Zn en solución.

3.1.2 ENSAYOS DE LIXIVIACIÓN AL 10 Y 30 % DE SÓLIDOS

Los ensayos de lixiviación al 10 y 30 % de sólidos se efectuaron con las concentraciones de ácido acético de 50 y 150 g/L ya que estas demostraron ser las más efectivas en la recuperación de Zn, a un volumen de 100 mL de solución y 500 rpm.

3.1.2.1 Ensayos de lixiviación al 10 % de sólidos

Las recuperaciones totales de los metales que se alcanzaron en las distintas soluciones (50 g/L y 100 g/L de ácido acético) se muestran a continuación en la Figura 3.6 y se detallan en el Anexo I.

De los resultados obtenidos se puede apreciar que a 10% de sólidos y concentración de ácido acético de 50 g/L se obtiene el mayor porcentaje de recuperación de Zn (71%), se esperaba que la concentración de 150 g/L supere a la anterior, pero esto no sucedió debido a que al existir mayor presencia de sólidos el ataque ácido disminuye en el metal de interés y hay una mayor formación de complejos con los otros metales.

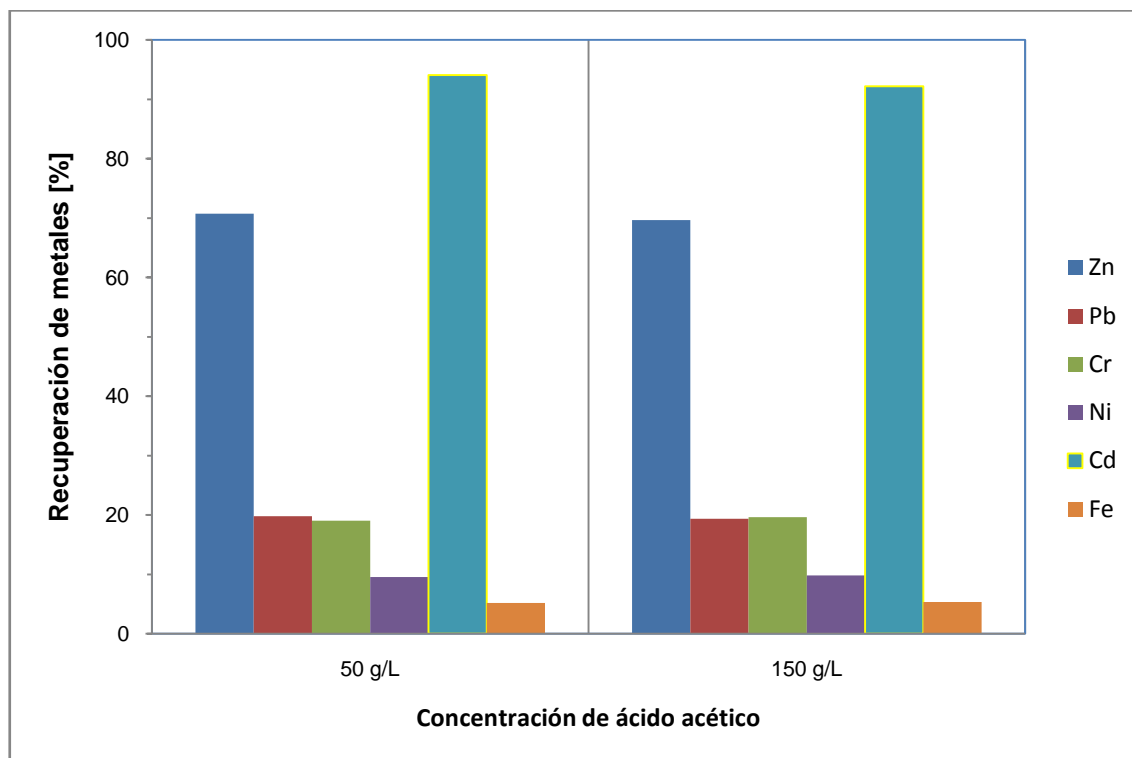


Figura 3.6. Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 10% de sólidos a distintas concentraciones de ácido acético

En este ensayo se observa que la recuperación de los distintos metales es similar para ambas concentraciones, además el volumen de la solución de los dos lixiviados se redujo considerablemente después de 24 horas de agitación, esto ocurrió debido a la mayor presencia de sólidos en la solución.

3.1.2.2 Ensayos de lixiviación al 30 % de sólidos

Las recuperaciones totales de los metales que se alcanzaron en las distintas soluciones (50 y 100 g/L de ácido acético) se muestran a continuación en la Figura 3.7 y se detallan en el Anexo I.

De los resultados que se muestran en la siguiente figura, se observa que la recuperación de Zn disminuyó considerablemente (47 % a 50 g/L y 50 % a 150 g/L), esto se debe a la mayor presencia de sólidos en solución, esto ocasiona que el ácido presente en la solución se consuma con mayor rapidez ya que los

distintos metales compiten entre sí para formar complejos con el agente lixiviante, una prueba de lo antes mencionado es que el volumen de la solución en ambos casos se redujo aproximadamente a la mitad de su volumen inicial.

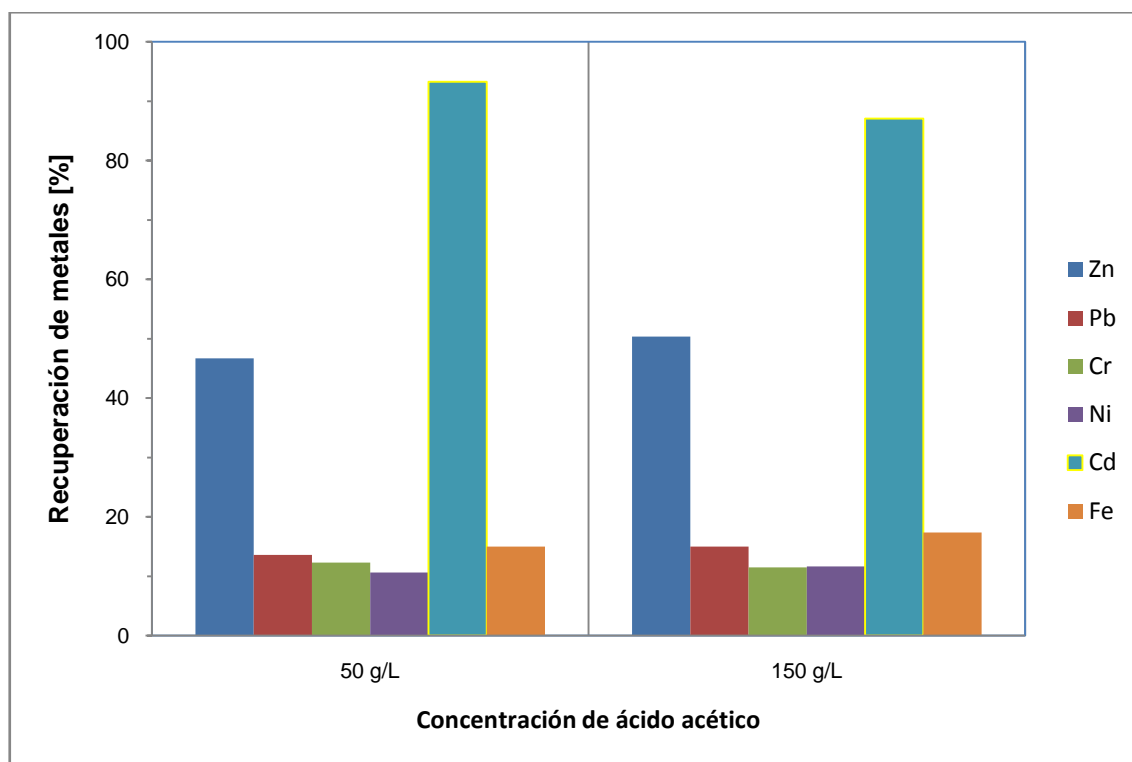


Figura 3.7. Resultados de lixiviación de residuos de polvos de acería al 30% de sólidos a distintas concentraciones de ácido acético

Pese a todos los inconvenientes antes mencionados los valores de concentración de Zn son elevados, debido a esto se efectuará la cinética de lixiviación con ambas concentraciones para determinar cuál es la que recupera la mayor cantidad de Zn en un tiempo establecido y así poder definir el tiempo de operación.

3.1.2.3 Comparación de los ensayos de lixiviación

La Figura 3.8 muestra los resultados de la recuperación de Zn y Fe a distintas concentraciones de agente lixiviante y a diferente porcentaje de sólidos en solución, las recuperaciones totales y las concentraciones de los metales

estudiados se detallan en el Anexo I.

De los resultados obtenidos se observa en la siguiente gráfica que la concentración de ácido acético a 50 g/L en comparación con la de 150 g/L, no demuestra una variación significativa en la recuperación de Zn a los distintos porcentajes de sólidos.

Si apreciamos la recuperación de Fe a distintas concentraciones sucede algo similar a lo descrito anteriormente, pero se puede destacar que a 30 % de sólidos se tiene una mayor recuperación de este metal y una menor recuperación de Zn, este fenómeno representaría un serio problema al momento de efectuar la electrodeposición para obtener el Zn catódico debido a la gran cantidad de impurezas en solución.

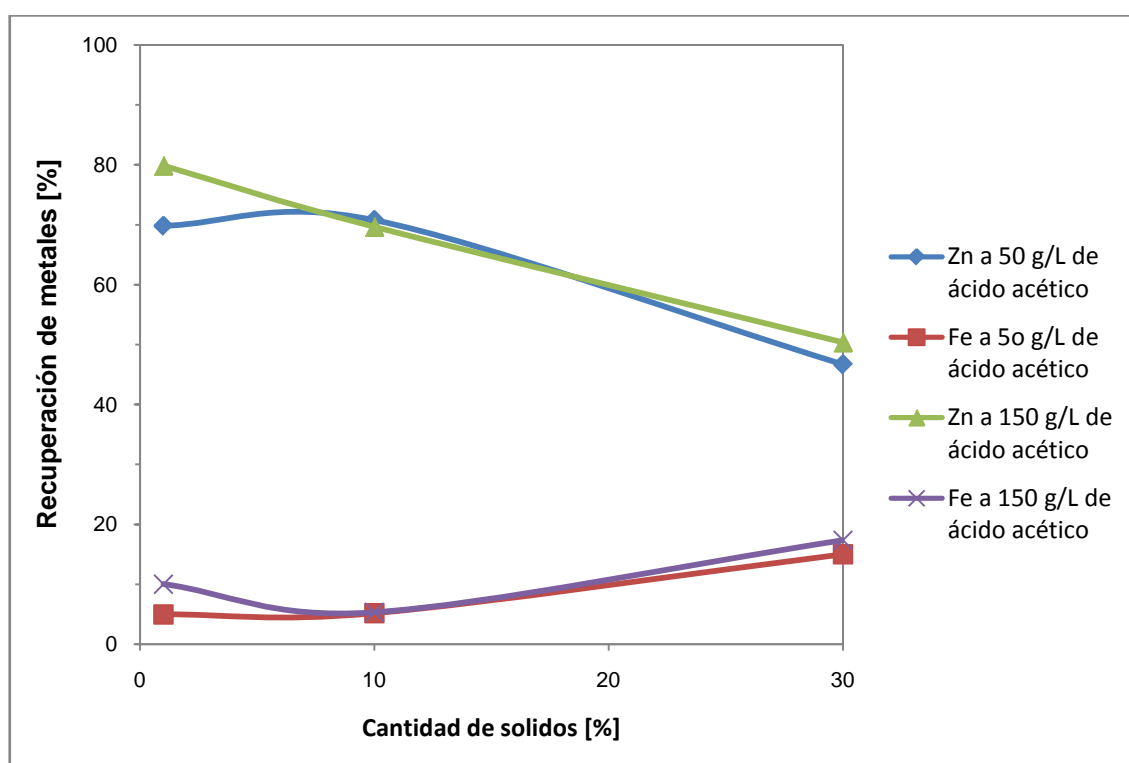


Figura 3.8. Comparación de los resultados de recuperación de Zn y Fe a distintas concentraciones de ácido acético y porcentaje de sólidos

3.2 RESULTADOS DE LA CINÉTICA DE LIXIVIACIÓN

Para los ensayos de cinética de lixiviación nos vamos a enfocar en la recuperación de Zn y Fe a distintas concentraciones de ácido acético (50 y 150 g/L) a diferentes porcentajes de sólidos (1, 10 y 30 %), además se estudio las recuperaciones de otros metales como el Pb, Cd cuyos resultados se detalla en el Anexo II.

3.2.1 ENSAYOS DE LA CINÉTICA DE LIXIVIACIÓN AL 1 % DE SÓLIDOS

No se realizaron ensayos con 1% de sólidos por dos razones: pese a que el porcentaje de recuperación es alto, la concentración de Zn y la cantidad obtenida es mínima debido a que se trabaja con poco material. Además en los ensayos preliminares de la sección 3.1.1 se obtuvieron recuperaciones alrededor de 80 % sin mantener la concentración de ácido acético constante lo que significa que la recuperación de Zn a ese porcentaje de sólidos no se ve limitada por la cantidad de ácido disponible.

3.2.2 ENSAYOS DE LA CINÉTICA DE LIXIVIACIÓN AL 10 % DE SÓLIDOS

En la Figura 3.9 se presentan las recuperaciones totales de Zn y Fe que se obtuvieron con 10 % de sólidos a diferentes concentraciones de ácido acético (50 y 150 g/L), durante 10 horas de lixiviación. Los resultados de las recuperaciones de los diferentes metales se detallan en el Anexo II.

En el ensayo realizado a 10 % de sólidos, se puede apreciar que la curva de recuperación de Zn para ambas concentraciones es similar, esto nos indica que a 50 g/L la cantidad de ácido acético es suficiente para formar complejos con el Zn y no tan selectiva con otros metales. Mientras que la concentración de 150 g/L pese

a recuperar el Zn satura a la muestra y además obliga a que los otros metales de la muestra reaccionen y formen otros compuestos.

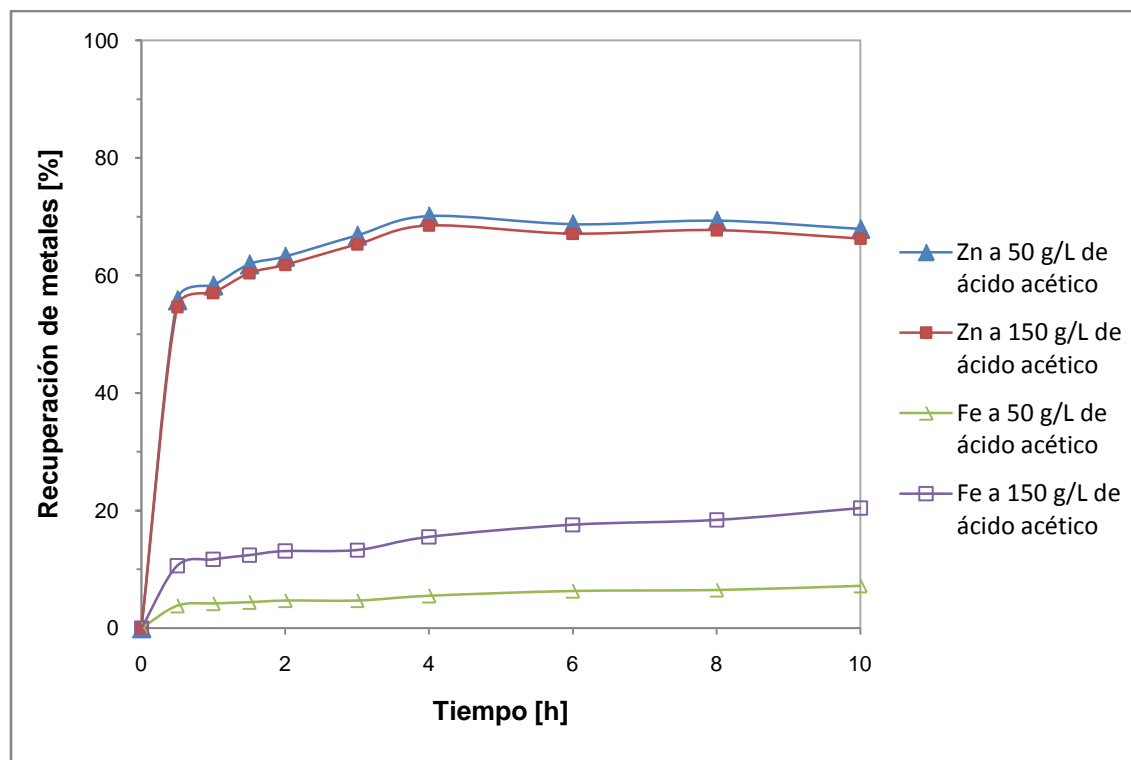


Figura 3.9. Recuperación de Zn y Fe con 10 % de sólidos a 50 y 150 g/L de ácido acético a concentración constante

En relación al tiempo se observa que las mayores recuperaciones de Zn se alcanzaron durante las primeras 4 horas de lixiviación, en cada una de las soluciones de diferente concentración. Sin embargo el mayor valor de recuperación lo alcanzó la concentración de ácido acético a 50 g/L, que obtuvo el 70 % de Zn, con una baja recuperación de Fe del 5,5 %, cuyo valor favorece notablemente al proceso de electrolisis.

3.2.3 ENSAYOS DE LA CINÉTICA DE LIXIVIACIÓN AL 30 % DE SÓLIDOS

En la Figura 3.10 se pueden observar las recuperaciones totales de zinc que se obtuvieron durante el ensayo de la cinética de lixiviación con el 30 % de sólidos, a

diferentes concentraciones de ácido acético (50 y 100 g/L), durante 10 horas de agitación a 500 rpm. Los resultados totales de los distintos metales e muestran en el Anexo II.

Se puede apreciar que para las concentraciones de 50 y 150 g/L el mayor porcentaje de recuperación de Zn oscila entre 35 y 45 % respectivamente, esto en un tiempo de lixiviación de 10 horas, esto se debe a que existe gran cantidad de muestra en la solución y el ácido comienza a reaccionar con los distintos metales, lo que no es favorable para la recuperación del mineral de interés.

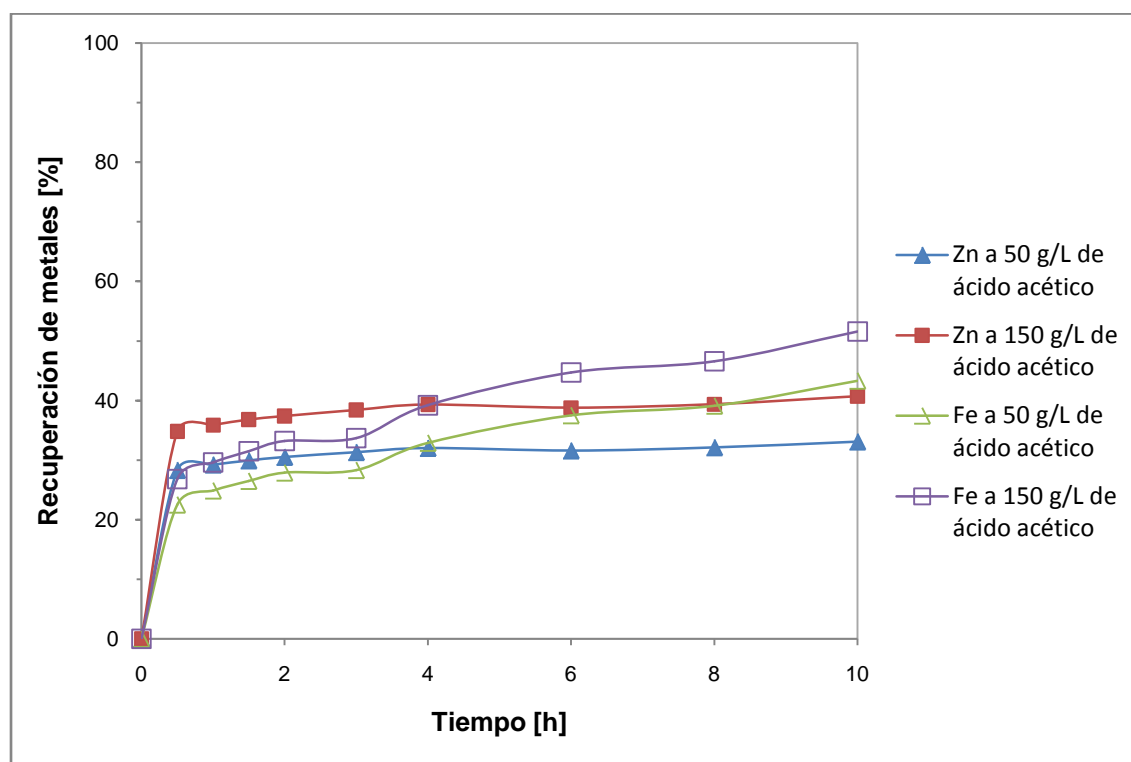


Figura 3.10. Recuperación de Zn y Fe con 30 % de sólidos a 50 y 150 g/L de ácido acético a concentración constante

La concentración de Zn al trabajar con 30 % sólidos a las 4 primeras horas de lixiviación es superior al obtenido con 10 % de sólidos (50 635 y 25 600 mg/L de Zn en solución) respectivamente, pero un aspecto muy importante es la recuperación de Fe, el cual a concentraciones de 50 y 150 g/L de ácido fue de 32 y 40 % respectivamente, que representa una gran cantidad de impurezas en el

proceso de electrolisis, y requeriría una etapa intermedia de purificación tal como lo realiza Espinoza (2012) y Ricaurte et al (2013).

De esta etapa del proceso se concluye que las mejores condiciones de lixiviación con ácidos orgánicos para recuperar Zn presente en polvos de acería son: ácido acético a 50 g/L (vinagre), a 10 % de sólidos, una agitación constante de 500 rpm a un tiempo de operación de 4 horas.

Según Espinoza (2012), que trabaja con la misma muestra las mejores condiciones para lixiviar Zn con H_2SO_4 como agente lixivante se presentaron con una concentración de ácido de 150 g/L a 30 % de sólidos a un tiempo de 8 horas de operación para recuperar 63,7 % de Zn. La diferencia con este trabajo esta que posterior a la lixiviación lleva a cabo 2 etapas, para eliminar las impurezas realiza un proceso de cementación con polvo de Zn para que precipiten los elementos no deseados, después eleva el pH de la solución de (1 a 4,5) con hidróxido de sodio para efectuar la electrolisis.

En el presente ensayo a las condiciones antes mencionadas no fue necesario aplicar ninguna de esas etapas ya que los porcentajes y concentraciones de los metales ajenos al Zn eran bajos, además el pH de la solución posee un valor de 4,7, por lo que se paso directamente al proceso de electrolisis.

3.3 RESULTADOS DE LA RECUPERACIÓN DE ZINC POR ELECTRÓLISIS

3.3.1 PREPARACIÓN DE LA MUESTRA

Para el proceso de electrodeposición de zinc se utilizó la solución lixivante de concentración de 50 g/L de ácido acético a un porcentaje de sólidos del 10 %, del cual se obtuvo un electrolito de acetato de zinc, este se encuentra en gran

mayoría en la solución, que va a ser recuperado de forma catódica mediante la técnica de electrolisis.

Todos los valores y datos que se van a utilizar en el proceso de electrodeposición se resumen en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Parámetros de operación utilizados para efectuar la recuperación de Zn por electrolisis

Volumen de lixiviado [mL]	1 600
Concentración de Zn en la solución [mg/L]	25 600
Recuperación de Zn en solución [%]	70,1
Masa de Zn en solución [g]	41
pH de la solución	4,7

Inicialmente a la solución procedente del proceso de lixiviación se dejó reposar para que algunas impurezas precipiten y no influyan en el proceso de electrolisis, no se efectuó el proceso de cementación con polvo de zinc como manifiesta Ricaurte et al. (2013) ya que en el lixiviado con ácido acético a 50 g/L y 10 % de sólidos, la recuperación de Fe, Cd y Pb es muy baja por lo que no interfiere en el proceso de electrodeposición, además tampoco fue necesario agregar NaOH a la solución, como indica Espinoza. (2012), para alcanzar el pH (4 - 5), que es necesario para recuperar el Zn catódico ya que la solución a procedente de la lixiviación con ácido acético tenía un pH de 4,7.

3.3.2 ENSAYOS DE ELECTRÓLISIS

Se instaló el equipo para el ensayo, es decir, en la celda bi-electrolítica se ubicó el cátodo de aluminio y el ánodo de plomo, tal como se explica en la sección 2.2.1 de la metodología.

En principio se intentó realizar el proceso de electrodeposición en una celda

normal, es decir que la solución lixiviada de ácido acético estaba en contacto con el cátodo de aluminio y el ánodo de plomo, pero se obtuvieron recuperaciones de Zn bajas, ya que se formaba una espuma alrededor del cátodo e impedía la electro recuperación del metal, el ánodo de plomo se corroía rápidamente y la mayoría de los metales se cementaba en el fondo de la celda, el proceso se efectuó a una densidad de corriente de 400 [A/m²], según las dimensiones de las placas de la celda se fijo la intensidad de corriente de la fuente en 4 [A].

Por las razones mencionadas anteriormente se efectuó distintos ensayos con una celda bi-electrolítica, con la cual se obtuvieron buenos resultados ya que la electrodeposición de Zn se dio de forma continua en un corto periodo de tiempo, además no se realizó cementación en dicho proceso y los valores de pH no varían drásticamente, los resultados se muestran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Resultados de la recuperación de Zn por electrolisis

Tiempo [min]	Intensidad de corriente [A]	pH	% de recuperación $\left[\frac{g \text{ Zn recuperado}}{g \text{ Zn en solución}} \right]$
0	4,1	4,7	0,0
10	4,1	4,5	28,0
20	4,0	4,6	42,0
30	4,1	4,5	56,1
40	4,1	4,3	68,3
50	4,8	4,1	68,5
60	5,7	3,9	69,0
70	6,5	3,3	68,5
80	7,2	2,8	68,8

Como se puede observar los valores de intensidad de corriente y pH se mantuvieron casi constantes durante el proceso de electrodeposición, sin embargo se puede evidenciar que desde los 40 minutos de iniciado el proceso los valores de intensidad de corriente empezaron a incrementarse, esto se debe a que el proceso por acción de la corriente eléctrica ya se recupero el Zn presente

en la solución y la placa de aluminio ya está saturada de este metal, además como la resistencia en la placa es mayor, ya que se incremento su espesor, se incrementa la intensidad de corriente.

Si observamos la columna del pH en la Tabla 3.3 se aprecia que desde los 40 minutos comienza a decrecer su valor, esto se debe a que los iones hidronio provenientes de la cámara de ácido sulfúrico desplazan a los metales de los grupos acetato regenerando el ácido acético, además la intensidad de corriente se incrementa debido a que el Zn depositado en la placa ofrece una mayor resistencia.

En la Figura 3.11 se observa que el porcentaje de Zn en las placas de aluminio cada 10 minutos aumentan aproximadamente en un 17% en los primeros 40 minutos, en adelante el porcentaje de recuperación de Zn no sufre mayor cambio, esto se debe a que la cantidad de Zn presente en la solución disminuye con respecto al tiempo ya que la mayoría de este metal se va adhiriendo a la placa de aluminio, hasta alcanzar el punto de saturación.

Con los parámetros obtenidos en los ensayos de electrolisis se procedió a realizar el cálculo de Zn catódico teórico mediante la ley de Faraday, es decir la cantidad de Zn que se debió depositar en el cátodo durante el proceso. En base al cálculo realizado en el Anexo IV la cantidad de Zn catódico teórico fue de 32,34 g.

En la Figura 3.11 se observa que el porcentaje de Zn en las placas aumentan aproximadamente en 17 % en los primeros 40 minutos, en adelante el porcentaje de recuperación no sufre mayor cambio, esto se debe a que la cantidad de Zn presente en la solución se reduce con respecto al tiempo hasta alcanzar el punto de saturación. De los resultados obtenidos, se conoce que el tiempo de operación de la celda es de 40 min, ya que a mayor tiempo la recuperación es casi nula y los parámetros de operación sufren cambios. La cantidad de zinc recuperada en cada electrodeposición fue de 27,31 g. Si analizamos la relación entre los valores experimental y teórico determinamos la eficiencia de la corriente del proceso de electrolisis, la cual dio un valor de 80 %.

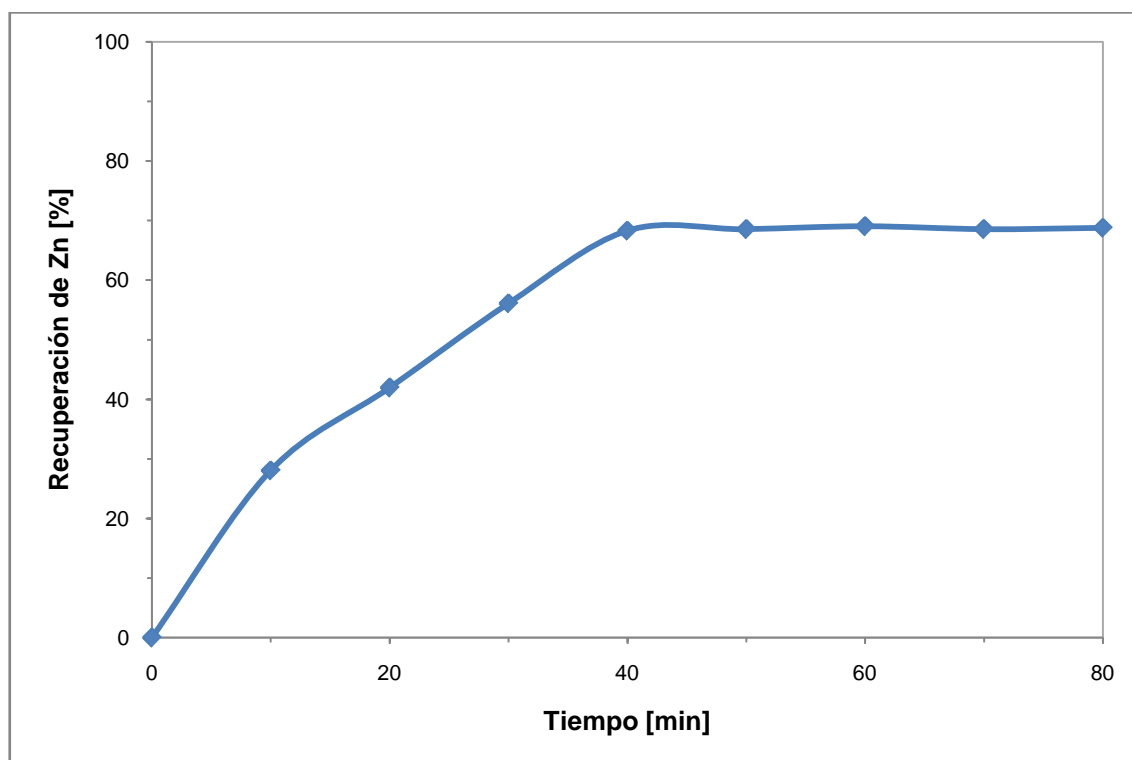


Figura 3.11. Resultados de recuperación de Zn a diferentes tiempos en el proceso de electrolisis

El Zn catódico que se adhirió a las placas fue retirado a los 40 minutos en forma de láminas con la ayuda de una espátula, la cual se observa a continuación en la Figura 3.12.

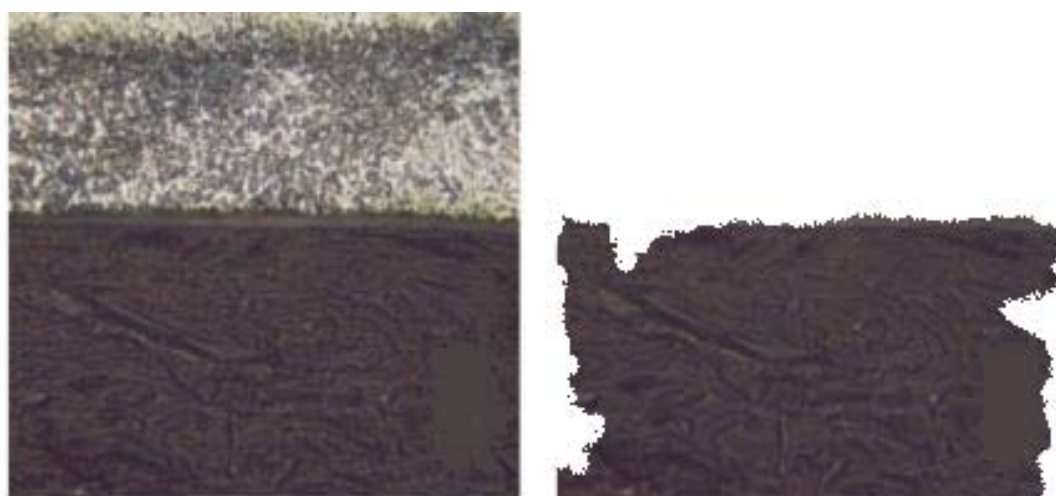


Figura 3.12. Zn catódico procedente de la electrolisis, adherido a la placa de aluminio y retirado de la misma

El material retirado del cátodo de aluminio se analizó mediante la técnica de microscopia electrónica de barrido MEB – EDX (Tescom – Bruker), la cual corrobora que el Zn se encuentra aproximadamente en un 75 % en la muestra analizada.

En la Figura 3.13 se puede verificar que el ánodo de plomo utilizado en el proceso de electrolisis en la celda bi-electrolítica, no muestra mayores cambios ya que al llegar a los 40 minutos de electrodeposición se apagaba la fuente.



Figura 3.13. Ánodo de plomo antes y después del proceso de recuperación por electrolisis

3.3.3 FUSIÓN DEL ZINC CATÓDICO

Debido a las impurezas presentes en las láminas de zinc y con el fin de compactar todo el metal obtenido de los distintos ensayos de electrolisis se procedió a efectuar la fusión de todo el metal obtenido.

Para la fusión se redujo manualmente el tamaño de la lamina de Zn catódico con un mortero y se agregó cloruro de amonio como carga fundente, este se agregó en una proporción de 75 % en relación a la muestra de Zn que se va a fundir, tal como indica Espinoza.

Las láminas pulverizadas de zinc y la carga fundente previamente homogenizados se colocaron en un crisol de cerámica, los cuales fueron llevados a fusión en una mufla eléctrica a 500 °C durante 1 hora.

De los 27,31 g de Zn recuperados en la electrodeposición se recuperaron 26,12 g de Zn metálico puro, el resto del material se separó conjuntamente con la escoria, el producto obtenido como zinc metálico puro se puede apreciar en la Figura 3.14.



Figura 3.14. Regulo de zinc metálico resultado de la fusión, obtenido a partir de polvos de acería

El regulo de zinc obtenido producto de la fusión fue analizado por la técnica de microscopía electrónica de barrido MEB – EDX (Tescom – Bruker), cuyos resultados se muestran a continuación en la Tabla 3.3.

Tabla 3.4. Composición del Zn metálico obtenido de la fusión de Zn catódico

Elementos en la muestra	Composición en peso/peso [%]
Zn	89,06
O	8,86
Cl	2,08

Según los resultados obtenidos de la fusión, las impurezas fueron eliminadas con la escoria y se obtuvo el zinc deseado con una pureza alrededor del 90 %.

3.4 DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES DE LA PLANTA PROCESADORA DE POLVOS DE ACERÍA

La planta de tratamiento de polvos de acería con ácidos orgánicos como agente lixiviante, tendrá una capacidad de procesamiento total de 5 000 kg/día de residuos en 2 líneas idénticas de proceso, operando 20 días al mes, con 8 horas de trabajo diarias.

3.4.1. DETERMINACIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

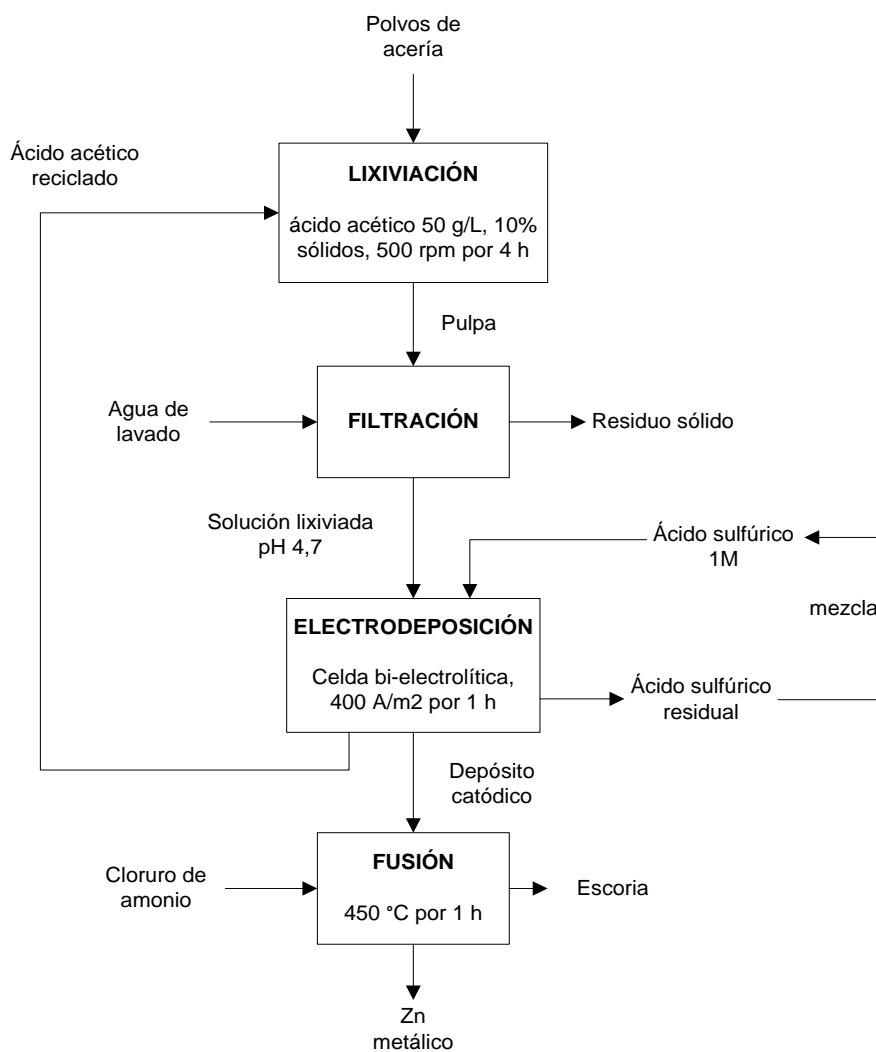


Figura 3.15. Diagrama de flujo del proceso de valorización de polvos de acería

Se realizó el diagrama de flujo mostrado en la Figura 3.15 con el fin de estimar los balances de masa del proceso, estos valores se utilizarán para el dimensionamiento de equipos, tomando en cuenta las condiciones de operación de cada uno de ellos.

3.4.2. CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LOS DISTINTOS EQUIPOS A INSTALARSE EN LA PLANTA

En las siguientes tablas, desde la 3.5 a la 3.7, se muestran las condiciones de operación de las distintas etapas del proceso de recuperación de Zn metálico.

Tabla 3.5. Condiciones de operación para lixiviación

Tamaño de partícula (μm)	150
Tiempo de lixiviación (h)	4
Porcentaje de sólidos (%)	10
Velocidad de agitación (rpm)	500
Agente lixiviante	Ácido acético
Concentración del agente lixiviante (g/L)	50

Tabla 3.6. Condiciones de operación en la celda bi-electrolítica

Tiempo de operación (h)	1
Densidad de corriente (A/m^2)	400
Concentración de solución de H_2SO_4	1 M
Separación entre los electrodos (cm)	4

Tabla 3.7. Condiciones de operación en la fusión del Zn catódico

Tiempo de operación (h)	1
Carga fundente	NH_4Cl
% en masa respecto a la masa de los depósitos	75
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	450

3.4.3. BALANCE DE MASA DEL PROCESO

El balance de masa se realizó de acuerdo a un flujo de 5 000 kg/día dispuesto en dos líneas de proceso de 2 500 kg/día cada una, se puede observar en la Figura 3.16, además la composición de las diferentes líneas de corriente se especifican en el diagrama PFD (Process flow diagram) en la Figura 3.17.

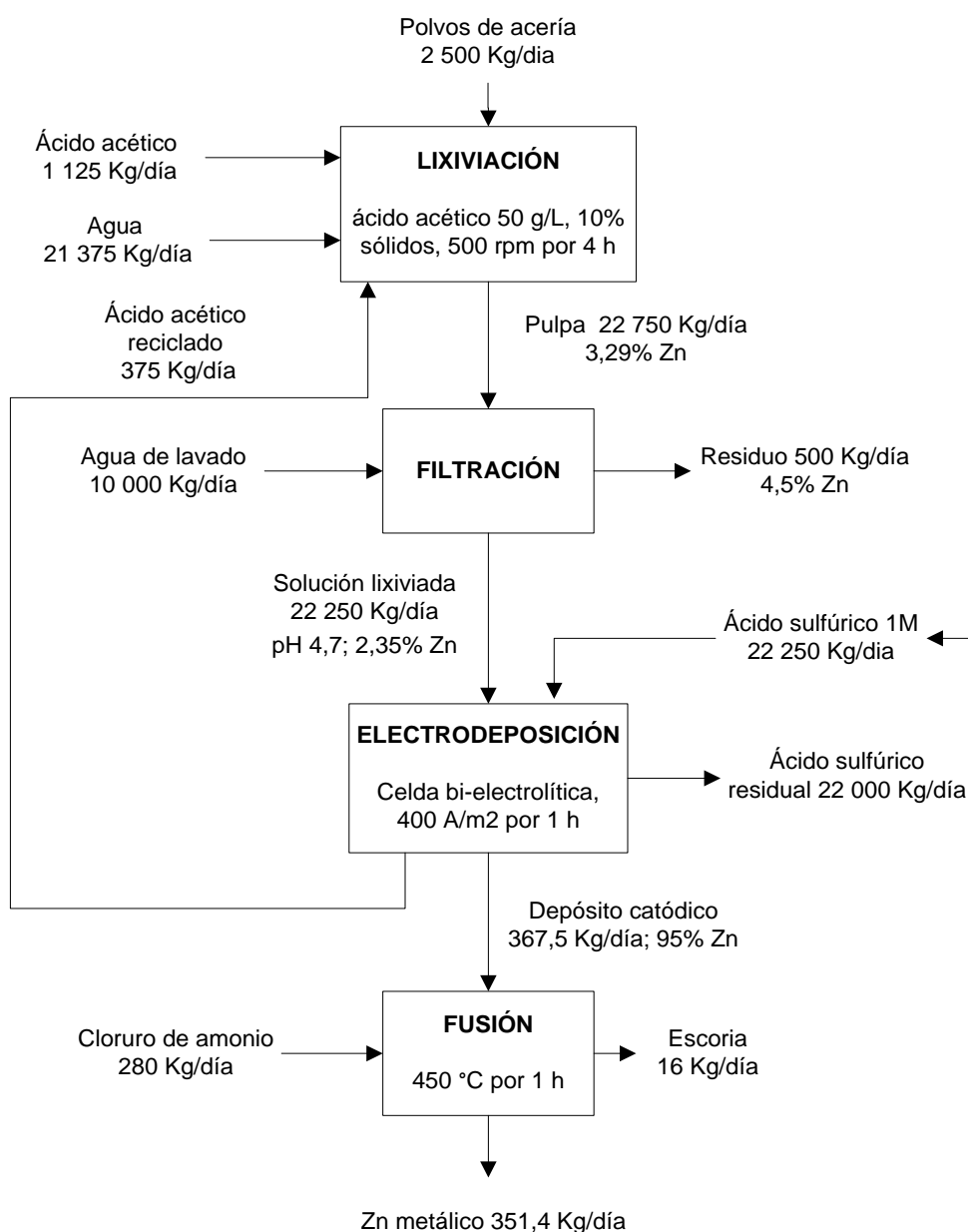


Figura 3.16. Balance de masa del procesamiento de 2 500 kg/día de polvos de acería

Al iniciar el proceso se agrega vinagre a los tanques de lixiviación, una vez que la planta ya está en marcha se mezcla el agente lixivante regenerado en una proporción de 4 a 1 para aprovechar este residuo.

3.4.4. BALANCE DE ENERGÍA DEL PROCESO

Para el balance de energía se considera el consumo energético de cada equipo dentro del tiempo de operación establecido para cada proceso, los resultados se presentan en la Tabla 3.8, para la celda bi-electrolítica se calculo el consumo energético en base a la densidad de corriente aplicada, la concentración de Zn en solución y el área de la membrana sumergida, esto se especifica en el Anexo IV.

Tabla 3.8. Consumo diario de energía de los equipos principales de la planta

Equipos	Cantidad	Potencia (kWh)	Tiempo de operación (h)	Energía consumida (kWh/día)
Tanque de lixiviación	2	15	4	120
Filtro prensa	1	5,5	1	5,5
Celda bi-electrolítica	20	10	7,5	1 500
Bombas para lodos	4	4	0,25	4
Horno de fundición	1	180	1	180
			TOTAL	1 809,5

3.4.5. SELECCIÓN Y DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS EN LA PLANTA PROCESADORA DE POLVOS DE ACERÍA

Para dimensionar los equipos principales de la planta se tomó en cuenta el porcentaje de sólidos a trabajar y el volumen de agente lixivante que se debe agregar al inicio del proceso. Los equipos que están en contacto permanente con los ácidos que actuaran como agente lixivante irán recubiertos de teflón para evitar la corrosión. Para el filtro prensa, los bastidores y soportes del filtro el

material seleccionado es el teflón y las tuberías tienen un recubrimiento interno del mismo material. Los catálogos de los distintos equipos se encuentran detallados en el Anexo III.

3.4.5.1. Tanque de lixiviación

Para dimensionar los distintos tanques que se utilizarán en los procesos, se tomó en cuenta los volúmenes de la solución ácida del agente lixivante y el que ocupa el polvo de acería. El volumen que ocupa 2 500 kg de muestra se calculó mediante el uso de la densidad real de la muestra, se asume que todos los espacios de las partículas de polvo están ocupados por la solución ácida.

$$V_{polvo\ de\ acería} = \frac{2\ 500\ kg}{2,62\frac{kg}{L}} = 954,20\ L \quad [3.1]$$

El tanque debe contener la solución de ácido acético a una concentración de 50 g/L, el ácido acético regenerado y los polvos de acería, con lo cual se determinará el volumen efectivo del tanque.

$$V_{efectivo} = 22\ 500\ L + 954,20\ L = 23\ 454,2\ L \quad [3.2]$$

Ya que la lixiviación debe ser dinámica se sobredimensionó el tanque en un 20% por cuestiones de seguridad:

$$V_{diseño} = 23,45\ m^3 + (23,45)(0,2) = 28,14\ m^3 \quad [3.3]$$

Tabla 3.9. Dimensiones de los tanques de lixiviación

Volumen de solución (m ³)	Volumen de sólidos (m ³)	Capacidad real (m ³)	Capacidad de diseño (m ³)	Altura (m)	Diámetro (m)
22,50	0,95	23,45	28,14	4,32	2,88

Para determinar el diámetro y altura del tanque se aplicó la relación h/D=1,5 y las

dimensiones se muestran en la Tabla 3.9.

Con los valores de la Tabla 3.9 se busco en catálogos tanques con agitación que cumplan con esas dimensiones, y las características se muestran a continuación en la Tabla 3.10.

Tabla 3.10. Dimensiones de los tanques de lixiviación según catálogo

Capacidad (m ³)	Altura (m)	Diámetro (m)	Diámetro de impulsor (m)
30,00	3,12	3,5	0,85

3.4.5.2. Filtro prensa

Se destino un filtro de prensa para cada una de las líneas del proceso, posteriormente a la lixiviación se dejo la pulpa en reposo para permitir que los sólidos se decanten para que se formen dos fases en la solución y únicamente filtrar la pulpa sobrante. En la Tabla 3.11 se muestra los resultados de las soluciones obtenidas luego de la sedimentación.

Tabla 3.11. Resultados obtenidos al decantar la solución de ácido acético proveniente de la lixiviación

Volumen de pulpa inicial (m³)	22,75
Volumen de solución clarificada (m³)	7,28
Volumen de pulpa concentrada (m³)	15,47
Densidad de pulpa inicial (kg/L)	1,34
Densidad de solución clarificada (Kg/L)	1,20
Densidad de pulpa concentrada (Kg/L)	1,38
Tiempo de sedimentación (h)	1

Para calcular el volumen del filtro se utilizo la ecuación [3.4] y los datos de la Tabla 3.11, con los resultados obtenidos se escogió en catálogos el sistema de filtrado.

$$V_{\text{filtro prensa}} = \frac{\left(\text{Volumen de alimentación [L]} \right) \times (\% \text{ de sólidos}) \times \left(\frac{\text{densidad del agua [Kg/L]}}{\text{Peso específico del fango de entrada}} \right)}{\left(\frac{\text{densidad de torta húmeda [Kg/L]}}{\% \text{ sólidos secos en la torta}} \right)} \quad [3.4]$$

$$V_{\text{filtro prensa}} = 11\,250 \text{ [L]}$$

Las especificaciones del filtro de prensa a utilizar en el proceso se muestra a continuación en la Tabla 3.12, estos datos fueron obtenidos de catalogo, los parámetros faltantes se detallan en el Anexo III.

Tabla 3.12. Especificaciones del filtro de prensa

Volumen teórico (L)	Modelo	Cámaras	Área de filtrado(m ²)	Tamaño externo (mm) L*w*h
11 600	Wyb-1000	80	106	7 400*1 350*1 350

3.4.5.3. Celda bi-electrolítica

Las dimensiones de la celda serán definidas en base a la solución proveniente de los filtros y el área de la membrana de intercambio catiónico que permita un tiempo de operación de 7,5 h. Los cálculos se presentan en el Anexo IV, la celda bi-electrolítica será construida de polietileno de alta densidad.

Tabla 3.13. Especificaciones de la celda bi-electrolítica

	Lado catódico	Lado anódico
Volumen requerido (m ³)	1,87	0,42
Sobredimensionamiento 20% (m ³)	2,25	0,50
Largo (m)	5,00	5,00
Ancho (m)	0,25	0,10
Altura (m)	1,80	1,00
Área de la membrana (m ²)	9,00	
Separación entre cátodo y ánodo (m)	0,04	
Celdas por cada línea de 2 500 kg/día	10	

El volumen de las dos cámaras de la celda se definió tomando en cuenta el volumen de la solución lixiviada y por estequiometría se calculó el volumen necesario de ácido sulfúrico 1 M para que se den las reacciones en el proceso electrolítico. Los resultados se muestran en la Tabla 3.13.

Como se puede apreciar las dos cámaras difieren en la altura y el ancho, la separación entre el cátodo y el ánodo tiene que ser lo mínimo posible para evitar la resistencia de cada solución y favorecer el paso de la corriente eléctrica.

Se utilizan en cada línea del proceso 10 celdas iguales ya que esto reduce la formación de puntos muertos en la solución y favorece la recuperación de Zn catódico, en total se trabajará con 20 celdas electrolíticas en la planta.

Los diagramas PDF, Lay out y los respectivos cortes laterales de la planta de lixiviación de polvos de acería con ácidos orgánicos para recuperación de zinc se presentan en las Figuras 3.17, 3.18 y 3.19.

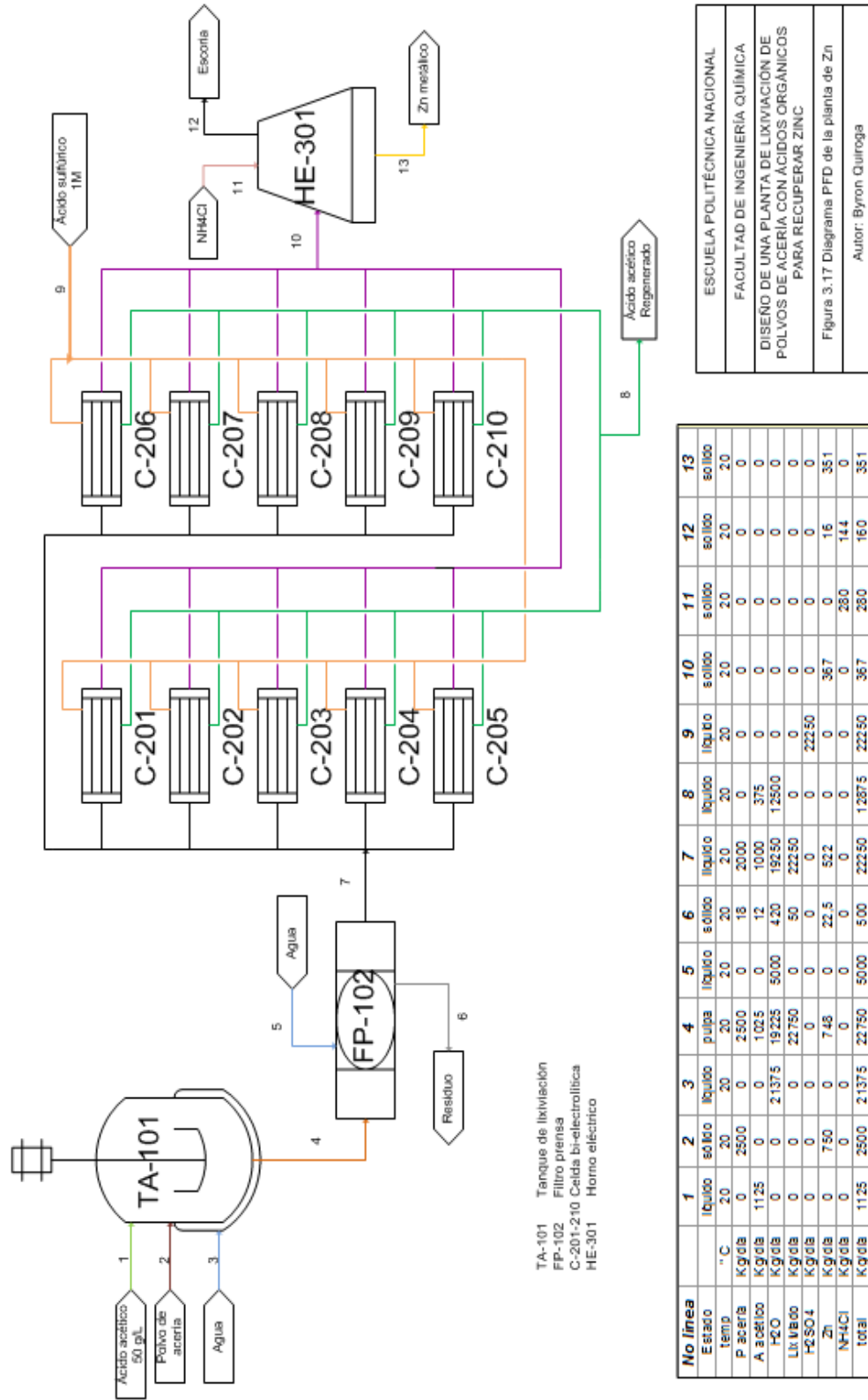
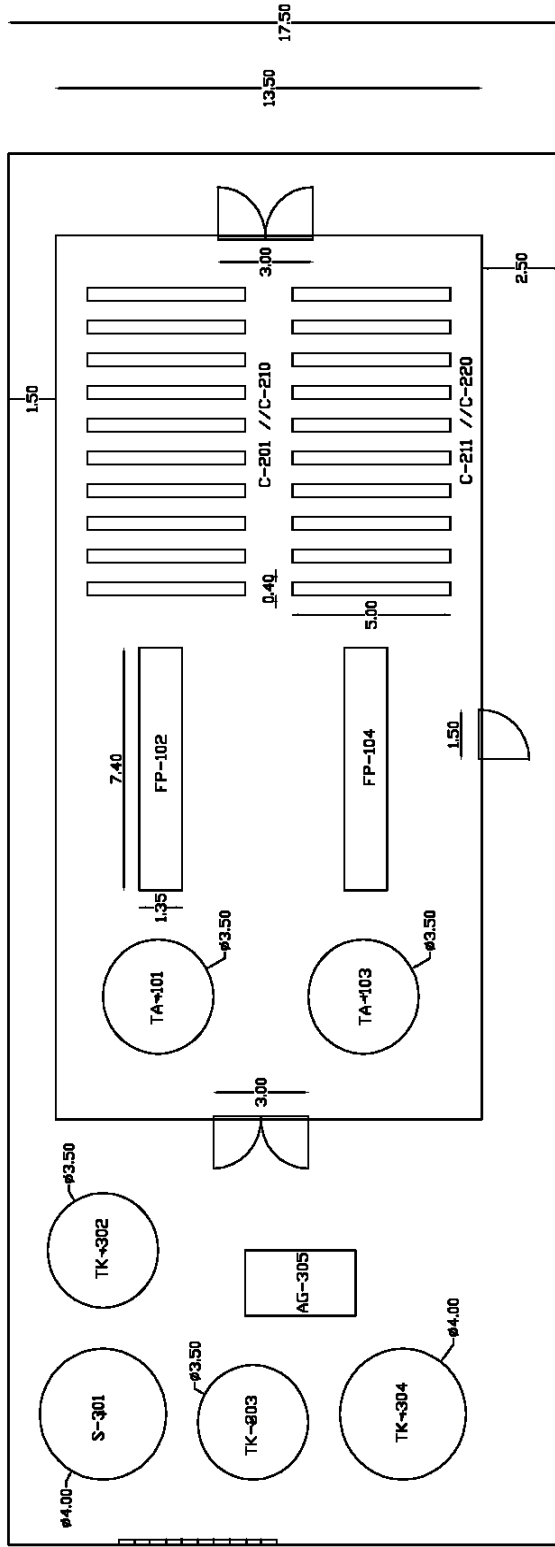


Figura 3.17. Diagrama PFD de la planta de lixiviación de polvos de acería con ácidos orgánicos



42.50

27.00

ÁREA 1	ÁREA 2	ÁREA 3
TA-101 Tanque de lixiviación	C-201 // C-210 Celdas bi-electrolíticas	S-301 Silo de almacenamiento
TA-103 Tanque de lixiviación	C-211 // C-220 Celdas bi-electrolíticas	TK-302 Tanque de H ₂ SO ₄ 1M
FP-102 Filtro prensa		TK-303 Tanque de ácido acético regenerado
FP-104 Filtro prensa		TK-304 Tanque de H ₂ SO ₄ regenerado
		AG-305 Ácido acético glaciar

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA	
Diseño de una planta de lixiviación de polvos de acería con ácidos orgánicos	
Figura 3.18 Diagrama LAY OUT de la planta de lixiviación	
Byron Quiroga	Escala 7:1 U. metros (m)

Figura 3.18 Diagrama LAY OUT de la planta de recuperación de zinc con ácidos orgánicos

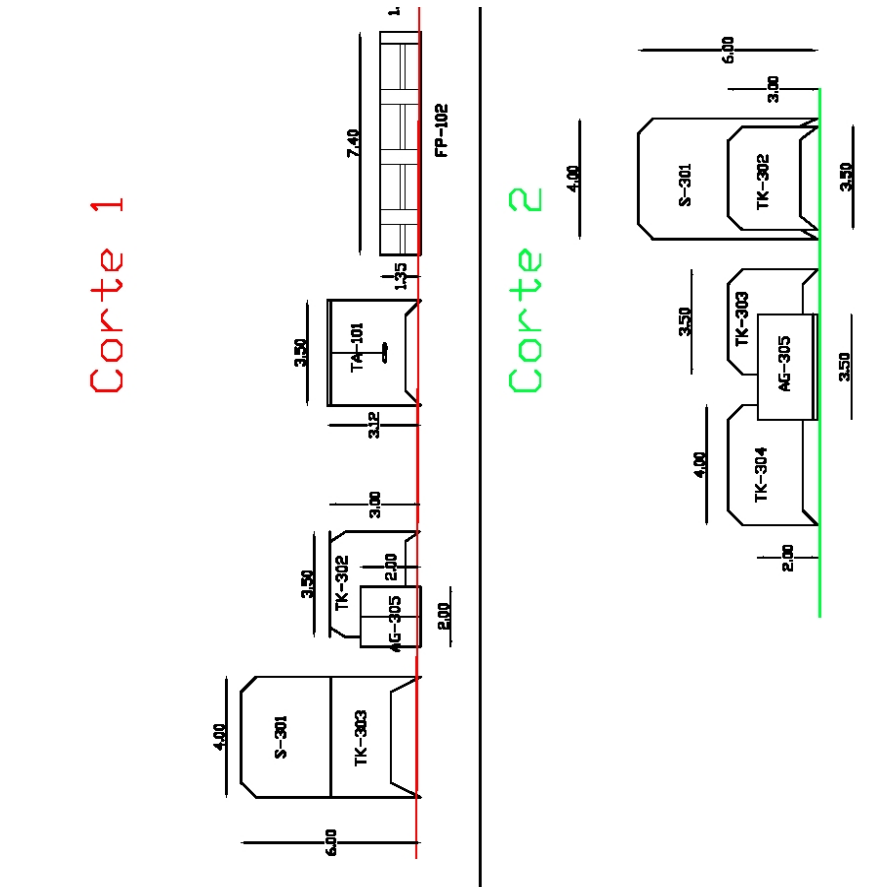


Figura 3.19 Vista lateral del plano de la implementación de la planta

3.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA PRELIMINAR

La pre-factibilidad económica es un tema importante ya que analiza las ventajas y desventajas de instalar la respectiva planta industrial, para analizar los diversos parámetros se utiliza los diferentes criterios de matemática financiera, para lo cual debemos enfocarnos en los siguientes datos:

- La inversión
- Los costos fijos y variables de operación
- El flujo de caja.

La planta solo será para la recuperación de zinc, por lo que la venta de este metal será la única entrada de capital.

3.5.1. RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE PRE-FACTIBILIDAD ECONÓMICA PRELIMINAR

Para el análisis económico se tomaran en cuenta los siguientes gastos: los precios de los diferentes equipos, los reactivos usados en la planta serán ácido acético como agente lixivante y sulfúrico para la celda bi-electrolítica, cloruro de amonio como carga fundente, los sueldos se consideraron con el mercado laboral actual, los costos de energía, costos de operación, costos de arranque, todos estos datos se presentan en las siguientes tablas.

3.5.1.1. Ingresos de la planta de producción

La utilidad que obtendrá la planta será en base a la venta total del zinc metálico, este es obtenido producto de la fusión de las láminas de zinc catódico, los ingresos anuales de esta industria se muestra a continuación en la Tabla 3.14.

Tabla 3.14. Ingresos anuales de la venta de zinc metálico

*Precio de Zn metálico (USD/t)	2 017,96
Producción anual de Zn (t/año)	750
Ingresos totales por venta de Zn metálico Recuperado (USD/año)	1 513 470,00

*El precio del Zn metálico se tomo de (London Metal Exchange, visto 4 de mayo 2014)
<http://www.lme.com/en-gb/metals/non-ferrous/zinc/>

3.5.1.2. Gastos de la implementación de la planta

Los gastos que se realizan al implementar la planta son la inversión fija, costos de operación, inversión de trabajo y los impuestos que genera su implementación. Para ello se evalúa los equipos principales y auxiliares de la planta, insumos y reactivos utilizados para las dos líneas de proceso planteadas en el capítulo anterior. Los gastos de la inversión fija se exponen a continuación:

El costo de los reactivos e insumos necesarios para la operación diaria y arranque de la planta se presenta en la Tabla 3.15. Este costo en varios casos difiere del consumo diario de productos químicos, además interviene directamente la cantidad de ácido que se va a recircular en los determinados procesos, también pueden inferir factores ocasionales como son derrames o para por mantenimiento de equipos.

Tabla 3.15 Reactivos e insumos para la operación de la planta

Reactivo	Cantidad (kg)	Costo por peso (USD/kg)	Costo Total (USD)
Ácido acético	1 125	0,90	1 012,50
Agua	21 375	0,72/m ³	15,39
H ₂ SO ₄ (Técnico)	800	0,40	320
Energía eléctrica	2 000 kWh	0,056/kWh	112
		Total diario	1 459,89
		Total anual	350 373,60

Como se puede observar en la Tabla 3.16, se ubico los equipos necesarios para procesar 5 000 kg/día de polvo de acería en dos líneas idénticas de 2 500 kg/día y además se estimo el costo necesario de la maquinaria.

Tabla 3.16 Costo de los equipos principales de la planta de recuperación de zinc

Maquinaria	Unidades	Costo equipo (USD)	Costo Total (USD)
Tanques agitados 30 m ³	2	10 000	20 000
Tanque de almacenamiento de ácido acético regenerado	1	12 000	12 000
Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico	1	12 000	12 000
Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico usado	1	12 000	12 000
Filtro prensa 106 m ²	2	15 000	15 000
Bomba centrífuga para lodos	2	1 225	2 450
Compresor	1	5 000	5 000
Celda bi-electrolítica	20	500	10 000
Bomba centrífuga	3	900	2 700
Horno de fusión	1	15 000	15 000
		TOTAL	106 150

Al costo de los equipos principales se multiplico por un factor de 3,47 ya que en la puesta en marcha de la planta se debe tomar en cuenta el costo de materiales como cimientos, estructuras, tuberías, edificios, electricidad, entre otros. Se añadirán los costos relacionados con la mano de obra para la edificación e instalación de la planta, al igual que costos indirectos como es la ingeniería y supervisión con honorarios de contratistas y aparte hay que sumarle los valores de contingencia (Peters y Timmerhaus, 1991, p.3).

$$I_{EP} = I_E * \sum fi + I_E * \sum fj + I_E * \sum fk + I_E * \sum fl \quad [3.5]$$

$$I_{EP} = 106 150 \times (3,47) = 368 340,50 \text{ USD} \quad [3.6]$$

El costo de los equipos secundarios se los determinó por el método de factores en base al costo de los equipos principales de acuerdo a las siguientes ecuaciones expresado por Peters y Timmerhaus (1991) para este fin (p. 3).

$$I_{EA} = I_{EP} * \sum fd \quad [3.7]$$

$$I_{EP} = 106\,150 \times (0,186) = 19\,743,90 \text{ USD} \quad [3.8]$$

En la Tabla 3.17 se muestra la cantidad total de inversión fija a utilizar para la instalación y puesta en marcha de la planta de lixiviación de polvos de acería con ácidos orgánicos para la recuperación de zinc.

Tabla 3.17 Inversión Fija para la instalación de la planta

INVERSION FIJA	COSTO (USD)
Equipos principales instalados	368 340,50
Equipos secundarios	19 743,90
Reactivos e insumos para operación	350 373,60
TOTAL	738 458

Los costos indirectos como sueldos de empleados y depreciación de la planta se detallan a continuación en la Tabla 3.18.

Tabla 3.18 Sueldo de empleados de la planta

Nombre del Puesto de Trabajo	Número de Empleados	Sueldo Mensual por puesto de trabajo	Aporte Patronal de 11.15% al IESS por puesto de trabajo	Gran total anual (USD)
Jefe de la planta	1	1 600	178,40	24 477,60
Supervisor	1	600	66,90	9 336,60
Operarios	2	350	39,03	10 892,84
Secretaria	1	400	44,60	6 224,40
Guardias	2	300	33,45	9 336,60
			TOTAL	60 268,04

Las ecuaciones 3.9, 3.10 y 3.11 indican los cálculos realizados para los determinados costos de la inversión de trabajo a partir de la inversión fija

necesaria para implementar la planta de recuperación de zinc con ácidos orgánicos a partir de polvos de acería, tomando en cuenta un factor de inversión de trabajo igual a 0,05 respecto a la inversión fija.

$$I_w = Y_{Iw} \cdot I_f \quad [3.9]$$

$$I_w = 0,05 \times 738\,458 \quad [3.10]$$

$$I_w = 36\,922,90 \quad [3.11]$$

Los costos variables de la planta se detalla en compra de reactivos, costos proporcionales a la inversión fija y consumo de energía como se aprecia en la siguiente tabla:

Tabla 3.19 Costos anuales proporcionales a la inversión fija

Costos	fa
Mantenimiento y reparación	0,1
Impuestos	0,01
Seguros	0,025
Suministro complementarios	0,05

$$C_{IF} = I_F \times \sum fa \quad [3.12]$$

$$C_{IF} = 106\,150 \times 0,185 = 19\,637,75 \text{ USD} \quad [3.13]$$

La depreciación de los diferentes equipos principales se evalúa a un periodo de 10 años por lo que el costo a depreciarse los equipos por año en el tiempo establecido será:

$$e = 0,1 \times I_f \quad [3.14]$$

$$e = 0,1 \times 106\,150 = 10\,615 \text{ USD} \quad [3.15]$$

3.5.1.3. Sensibilidad de evaluación de la pre-factibilidad económica para la implementación de la planta de recuperación de zinc con ácidos orgánicos

Para implementar la planta de recuperación de zinc es necesario solicitar un préstamo, ya que la inversión es alta, la cantidad solicitada va a ser por el valor total de la inversión fija más el capital de trabajo.

$$Prest = I_f + I_w \quad [3.16]$$

$$Prest = 738\,458 + 36\,922,90 \quad [3.17]$$

$$Prest = 775\,380,90 \text{ USD} \quad [3.18]$$

Se realizará un préstamo por 10 años al banco, con una tasa de interés anual del 10%, por lo que se pagarán anualidades, los detalles de las amortizaciones se muestra en la Tabla 3.20.

$$P = \frac{A \cdot [(1+i)^n - 1]}{i \cdot (1+i)^n} \quad [3.19]$$

$$775\,380,90 = \frac{A \cdot [(1+0,1)^{10} - 1]}{0,1 \cdot (1+0,1)^{10}} \quad [3.20]$$

$$A = 126\,189,67 \text{ USD} \quad [3.21]$$

Tabla 3.20 Tabla de amortizaciones al capital prestado

Años	Capital inicial (USD)	Interés (USD)	Amortización (USD)	Cuota (USD)	Capital reducido (USD)
1	775 380.90	77 538.09	48 651.58	126 189.67	726 729.32
2	726 729.32	72 672.93	53 516.74	126 189.67	673 212.58
3	673 212.58	67 321.26	58 868.41	126 189.67	614 344.17
4	614 344.17	61 434.42	64 755.25	126 189.67	549 588.91
5	549 588.91	54 958.89	71 230.78	126 189.67	478 358.13
6	478 358.13	47 835.81	78 353.86	126 189.67	400 004.28
7	400 004.28	40 000.43	86 189.24	126 189.67	313 815.03
8	313 815.03	31 381.50	94 808.17	126 189.67	219 006.87
9	219 006.87	21 900.69	104 288.98	126 189.67	114 717.88
10	114 717.88	11 471.79	114 717.88	126 189.67	0.00

El costo de las 10 hectáreas en los que se edificara la planta tiene un costo aproximado de 50 000 USD. Los costos de operación de la planta y la inversión indirecta dependerán del costo unitario del ácido acético. La Tabla 3.21 nos mostrará los gastos anuales de la planta.

Tabla 3.21 Gastos anuales de la planta

Gastos Anuales	Valor (USD)
Sueldo de empleados de la planta	60 268,04
Costo de reactivos y energía	350 373,60
Costos variables	19 637,75
Total	430 279,39

En la Tabla 3.22 se compara el costo de producción anual de para la producción de zinc metálico y los ingresos por la venta del mismo.

Tabla 3.22 Costo de producción de Zn vs ingresos por la venta de Zn

Variables financieras	Valor (USD)
Costo anual de producción	430 279,39
Ingresos totales por la venta de zinc metálico Sueldo de empleados de la planta	1 513 470,00

Se puede observar que los ingresos por la venta de zinc metálico son superiores al costo de producción, por lo que se puede decir que el proyecto es viable y rentable económicamente, para justificar lo antes mencionado se va a evaluar el proyecto con los indicadores económicos TIR, VAN y el tiempo de retorno de la inversión para analizar la viabilidad del proyecto.

El punto de inflación según el banco central del Ecuador desde Mayo del 2012 a Mayo del 2014 es de 4,27 y el premio al riesgo país de Ecuador se ubica en los 636 puntos (6,36%). Según los datos del banco central (Banco central del Ecuador, 2014, premio al riesgo país).

Los indicadores económicos del proyecto y el tiempo de retorno de la inversión se muestran en la Tabla 3.23, el flujo de fondos realizado se detalla en la Tabla 3.24.

Tabla 3.23 Indicadores económicos para la implementación de la planta

Indicadores Económicos	Valor
TIR (Tasa interna de retorno)	81%
VAN (Valor actual neto)	4 715 950,22 USD
Tiempo de retorno de la inversión	3 meses

Con el flujo de fondos se obtuvo un TIR de 81%, el cual es superior a la tasa de 10% de interés entregada por los bancos, por lo cual se concluye que el proyecto es económicamente rentable. Esto nos indica que si se decide implementar la planta en estos momentos y se iniciara la operación dentro de un año, la ganancia que se obtendría después de cubrir el préstamo, costos de producción, impuestos y depreciación de equipos durante 10 años sería de 4 715 950, 22 USD al tiempo actual.

Tabla 3.24. Flujo de fondos de la implementación de la planta

Datos Económicos	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023
Año de operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Año descontados	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Inversiones	0										
Terreno	50000										
Capital de Trabajo	36922.9										
Capital Total	86922.9										
Ingreso por ventas		1513470.00	1513470.00	1513470.00	1513470.00	1513470.00	1513470.00	1513470.00	1513470.00	1513470.00	1513470.00
Costos de Producción		350373.60	350373.60	350373.60	350373.60	350373.60	350373.60	350373.60	350373.60	350373.60	350373.60
Pago Amortizaciones		126189.67	126189.67	126189.67	126189.67	126189.67	126189.67	126189.67	126189.67	126189.67	126189.67
Depreciación		10615.00	10615.00	10615.00	10615.00	10615.00	10615.00	10615.00	10615.00	10615.00	10615.00
Impuesto a la Renta		166481.70	166481.70	166481.70	166481.70	166481.70	166481.70	166481.70	166481.70	166481.70	166481.70
Egresos totales		487178.27	487178.27	487178.27	487178.27	487178.27	487178.27	487178.27	487178.27	487178.27	487178.27
Flujo de fondos netos		859810.03	859810.03	859810.03	859810.03	859810.03	859810.03	859810.03	859810.03	859810.03	859810.03
Flujo de fondos acumulados	-86922.90	623663.90	1269651.90	1856913.72	2390788.10	2876128.45	3317346.94	3718454.67	4083098.06	4414592.05	4715950.22

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

- En los diferentes ensayos de lixiviación realizados en los cuales se varió la concentración del agente lixivante y el porcentaje de sólidos, se demostró que el ácido acético es el mejor agente lixivante de los ácidos orgánicos empleados, ya que logra una recuperación del 70 % de Zn, 5 % Fe y 13 % de Pb en solución, a una concentración de 50 g/L (vinagre), con un porcentaje de sólidos del 10 % en 4 horas de lixiviación dinámica.
- Una concentración alta de zinc se también se logra en lixivaciones con ácido acético a una concentración de 150 g/L y 30 % de sólidos, pero no es favorable para el proceso ya que a esas condiciones se tiene una recuperación de 40% de Fe y 27% de Pb, lo que obligaría a implementar en el proceso una etapa de cementación, esta se llevaría a cabo después de la lixiviación, ya que esos metales representan una gran cantidad de impurezas para el proceso de electrolisis.
- El proceso de electrodeposición del Zn se realizó en una celda bi-electrolítica, la cual estaba separada por una membrana de intercambio iónico, a una intensidad de corriente de 400 A/m², con un pH de 4,7, a estas condiciones se recuperó el 80% de Zn catódico en la placa de aluminio en 40 minutos de operación, el Zn estaba presente en un 75% en los depósitos catódicos.
- En la fusión del Zn catódico se empleó como carga fundente cloruro de amonio en un 75 % en relación a la cantidad de muestra, los depósitos catódicos previamente pulverizados y homogenizados se colocaron en el horno eléctrico a 450 °C durante 1 h y se obtuvo Zn metálico con una pureza del 90%.

- Debido a la alta generación de polvos de acería (1000 t/año), se plantea la creación de una planta que sea capaz de procesar 5 t/día de este material, esta es una muy buena alternativa ya que la planta trabaja con material de desecho, el cual posee alto contenido de zinc, la capacidad de procesamiento parece baja en relación a la alta generación de desechos, pero para iniciar es una muy buena opción ya que esta tiene miras de expansión y alto rédito económico.
- Los diferentes tanques que están en contacto permanente con los ácidos (acético y sulfúrico) que actuaran como agente lixivante y solución ácida en la celda bi-electrolítica respectivamente, irán recubiertos de teflón para evitar la corrosión. Para el filtro prensa, los bastidores y soportes del filtro el material seleccionado es el teflón y las tuberías tienen un recubrimiento interno del mismo material.
- La recuperación total de Zn obtenida de la planta de lixiviación de polvos de acería con ácidos orgánicos fue de 50% en relación al zinc presente en la muestra al inicio del proceso y se estima una producción anual de 750 toneladas de Zn metálico al trabajar 8 h al día de lunes a viernes.
- La implementación de la planta con una capacidad de procesamiento de 5000 kg/día de polvos de acería diseñada en este proyecto es económicamente viable, ya que al aplicar los diferentes parámetros financieros arrojan un TIR de 81%, un VAN de 4 715 950,22 USD y un tiempo de retorno de la inversión de 3 meses.

4.2 RECOMENDACIONES

- Se recomienda realizar los distintos ensayos en una planta piloto ya que los tiempos y efectividad de los procesos suelen variar cuando se manejan a escala industrial, ya que todas las pruebas para la obtención de zinc

fueron realizadas a nivel de laboratorio, todo esto se debería hacer ya los indicadores económicos del proyecto son prometedores.

- Se debe efectuar un análisis de factibilidad e indagar de cómo se puede adquirir la materia prima (polvos de acería) ya que estos se encuentran en las empresas siderúrgicas y son almacenados con absoluta reserva por su alto grado de toxicidad.
- En los distintos ensayos de lixiviación se obtiene un alto porcentaje de recuperación de Cd, pero este al encontrarse en baja cantidad en la muestra (0,03%) no se toma en cuenta en el proceso, este metal se queda en la solución de ácido acético reciclado, por lo que se recomienda cada 6 meses efectuar la recuperación de este metal.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Adhoum, N., Monser, L., Bellakhal, N. y Belgaied, J, (2004). Treatment of electroplating wastewater containing Cu^{2+} , Zn^{2+} and Cr(VI) by electrocoagulation. *Journal of Hazardous Materials B112*. (pp.207-208). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304389404002092> (Abril, 2014)
2. Alguacil, F. y Merino, Y, (1998). Biotratamiento de contaminantes de origen inorgánico. *Revista de metalurgia*, Vol 34. (pp. 428-434). Doi: 10.3989/revmetalm.1998.v34.i5.810
3. Alpaca, M. (1998). Biolixiviación nueva: La opción metalúrgica. *Rev. Inst. investig. Fac. minas metal. cienc. geogr*, Vol.1, no.2. (pp.97-105). Recuperado de http://revistas.concytec.gob.pe/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S156108881998000200006&lng=es&nrm=iso. ISSN 1561-0888 (Abril, 2014)
4. Asadi, B., Mowla, D., Shariat, M. y Fathi, J, (1997). Zinc recovery from blast furnace flue dust. *Hydrometallurgy*. Vol. 1 (47). (p. 113). Shiraz, Irán. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304386X9700039X> (Febrero, 2014)
5. Banasiak, L., Kruttschnitt, T. y Schäfer, A. (2007). Desalination using electro dialysis as a function of voltage and salt concentration. *Desalination*, Vol 205, (pp. 38-43). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916406013580> (Abril, 2014)
6. Barakat, M., Mahmoud, M. y Shehata, M, (2006). Hydrometallurgical recovery of zinc from fine blend of galvanization processes. Vol. 41 (8). (pp. 1757-1758). doi: 10.1080/01496390600588747

7. Brandi, H., Bosshard, R. y Wegmann, M. (2001). Computer-munching microbes: metal leaching from electronic scrap by bacteria and fungi. *Hydrometallurgy*, Vol 59. (pp. 319-322). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304386X00001882> (Abril, 2014)
8. Brierley, J.A. and Brierley, C.L. (2001). "Present and future commercial applications of biohydrometallurgy". *Hydrometallurgy* 59: 233-239, 2001.
9. Brusadelli, P. (2007). Dinámica de la biodiversidad en procesos de biolixiviación. Departamento de Ingeniería química y biotecnología, Universidad de Chile. Santiago de Chile: s.n., 2007.
10. Burgstaller, W., Strasser, H., Woebking, H. y Schinner, F. (1992). Solubilization of zinc oxide from filter dust with *Penicillium simplicissimum*: bioreactor leaching and stoichiometry. *Environ. Sci. Technol.* (pp. 340-343). Recuperado de <http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/es00026a015> (Abril, 2014)
11. Casas, J., Castro, J., Crisóstomo. y Cifuentes, L. (2002). Modelación de un nuevo proceso de electroobtención de cobre basado en electrodiálisis reactiva. *Conamet/Sam-Simposio* (pp. 1-2)
12. Casas, J., Castro., Crisóstomo, G. y Cifuentes, L. (2002). Modelación de un nuevo proceso de electroobtención de Cobre basado en electrodiálisis reactiva. *Conamet/Sam-simposio materia 2002*. (pp. 64-66)
13. Casas, J., Lienqueo, M., Cubillos, F. y Herrera, L, (2002). Modelacion cinetica de la precipitacion de hierro como jarosita en soluciones lixiviantes utilizando la bacteria *Thiobacillus ferrooxidans*. (pp. 45-47). Recuperado de <http://www.cec.uchile.cl/~mlienque/cv/jesus.pdf> (abril, 2014)

14. Crnkovic, F., Machado, S. y Avaca, L, (2004). Electrochemical and morphological studies of electrodeposited Ni–Fe–Mo–Zn alloys tailored for water electrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*, Vol 29. (pp. 250-252). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S036031990300212X> (Abril, 2014)
15. Das, B., Prakash, S., Reddy, R. y Biswal, K. (2002). Effective Utilization of blast furnace flue dust of integrated steel plants. *The European Journal of mineral processing and environmental protection* Vol.2, No 2. (p. 61). Recuperado de [http://www.ejmpep.com/das et.al.pdf](http://www.ejmpep.com/das_et.al.pdf) (Febrero, 2014)
16. De la Torre, E., Guevara, A. y Espinoza, C. (2013). Valorización de polvos de acería, mediante recuperación de zinc por lixiviación y electrolisis. *Revista Politécnica*. Vol 32. (pp. 51-52)
17. Delgado, E. y Nuñez, (2012). Alternativa de lixiviación de minerales complejos de cobre y minerales oxidados de zinc. (p.2). Recuperado de <http://conamin.org/WEB/ti/5/10/10b.pdf> (Marzo, 2014)
18. Delvasto, P., Huang, X., Sandoval, D., Casal, J. y Domínguez, J. (2011). Remediación de la alcalinidad de polvos de acería mediante lavados secuenciales con ácidos orgánicos. *Figmmg-Ummsm*. Vol. 14 (27). (p. 82). Caracas, Venezuela. Recuperado de http://revistas.concytec.gov.pe/scielo.php?pid=S156108882011000100012&script=sci_arttext (Febrero, 2014)
19. Delvasto, P., Ibañez, B. y Sandoval, D. (2011). Caracterización de polvos de acería eléctrica producidos en Venezuela y evaluación preliminar de su lixivabilidad con ácidos orgánicos diluidos. *Dyna* 169. (pp. 221-224). Recuperado de <http://www.scielo.org.co/pdf/dyna/v78n169/a26v78n169.pdf> (Abril, 2014)

20. Díaz, G. y Martín, D, (1994). Modified Zincex Process: the clean, safe and profitable solution to the zinc secondaries treatment. *Resources, Conservation and Recycling*, 10. (pp. 45-46)
21. Díaz, M., Díaz, A., García, A. y Sanchez, J, (2009). Reciclado de materiales. *Ciencias de materiales. UEX*. (p. 45). Recuperado de [http://Dialnet-RecladoDeMateriales-1075308%20\(1\).pdf](http://Dialnet-RecladoDeMateriales-1075308%20(1).pdf) (Abril, 2014)
22. Doronin, I. y Svyazhin, A, (2011). Commercial methods of recycling dust from steelmaking. *Metallurgist*, Vol. 54. (pp. 679-680). Recuperado de http://download.springer.com/static/pdf/526/art%253A10.1007%252Fs11015-011-9356z.pdf?auth66=1396625609_b83a894183fefef6604191ce99119fc1&ext=.pdf (Abril, 2014)
23. Espiari, S.; Rashchi, F.; Sadrmezhad, S. K. (2006). Hydrometallurgical treatment of tailings with high zinc content. *Hydrometallurgy*. Vol. 82 (1-2). (pp. 54-62).
24. Espinoza, C. (2012). Recuperación de zinc a partir de polvos de acería. Proyecto previo a la obtención del título de ingeniera química. (pp.67-84).
25. Fernández, M, (2010). Horno de inducción modificado para la eliminación de residuos siderúrgicos con cinc con recuperación de sus metales. *Oficina española de patentes y marcas*. (pp.4-6). Recuperado de http://digital.csic.es/bitstream/10261/29297/1/2334870_A1.pdf (Marzo, 2014)
26. Flórez, A., Ruiz, L. y Sánchez, C. (2009). Síntesis, caracterización y mejoramiento de membranas de intercambio aniónico, fabricadas con CPP aminado con PEI y con aplicación potencial en celdas de

combustible alcalinas de etanol directo. V Simposio internacional de Biofabricas. Colombia, Medellin. (pp. 23-24)

27. Geoffrey, M. (2004). Microbial influence on metal mobility and application for bioremediation. *Geoderma*, Vol 122. (109-112). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016706104000060> (Marzo, 2014)
28. Gohil, G., Binsu, V. y Shahi, V. (2006). Preparation and characterization of mono-valent ion selective polypyrrole composite ion-exchange membranes. *Journal of Membrane Science*, Vol 280, (pp. 210-214). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738806000664> (Abril, 2012)
29. Gómez, C., Limpo, J., De Luis, A., Blázquez, M., González, F. y Ballester, A, (1997). Hydrometallurgy of Bulk Concentrates of Spanish Complex Sulphides: Chemical and Bacterial Leaching. *Maney online*, Vol 36. (pp. 15-18). Recuperado de <http://www.maneyonline.com/doi/abs/10.1179/cm.1997.36.1.15> (Abril, 2014)
30. Gonçalves, J., da Silva, M., Andrade, F., Mendes, C., dos Santos, C. y Faria, A. (2006). Characterization study of electric arc furnace dust phases. *Materials Research*, Vol. 9, No 1. (pp. 41-42). Recuperado de http://www.scielo.br/scielo.php?pid=S1516-14392006000100009&script=sci_arttext (Abril, 2014)
31. González, J., Vadillo, L., López, C., González, A., Navarro, E. y Vázquez, Á., (1995). Manual de reutilización de residuos de la industria minera, siderometalúrgica y termoeléctrica (pp. 166-171), Madrid, España. Recuperado de http://books.google.com.ec/books?id=NO56Cgyf6uwC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false (Febrero, 2014)

32. Hansen, J., Jensen, J. y Hans, (2004). Synthesis of ZnO particles in a quench-cooled flame reactor. *Aiche Journal*. Vol 47. (pp. 2414-2415). Recuperado de <http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.10/aic.690471105/abstract> (Marzo, 2014)
33. Herrero, D., Arias, P., Güemez, B., Barrio, V., Cambra, J. y Requies, J, (2010). Hydrometallurgical process development for the production of zinc sulphate liquor suitable for electrowinning. *Minerals Engineering*, Vol 23. (pp. 511-513). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0892687510000221?np=y> (Abril, 2014)
34. Idris, J. y Siong, T, (1997). The potential usage of steel making by products: electric arc furnace dust. *Journal teknologi, bil.* 27. (pp. 15-17). Recuperado de <http://www.jurnalteknologi.utm.my/index.php/jurnalteknologi/article/view/1019/989> (Abril, 2014)
35. Ismael, M. y Carvalho, J, (2002). Iron recovery from sulphate leach liquors in zinc hydrometallurgy. *Minerals Engineering* 16. (pp. 31-39). Lisboa, Portugal. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0892687502003102> (Febrero, 2014)
36. Jarupisitthorn, C.; Pimtong, T.; Lothongkum, G. (2003). Investigation of kinetics of zinc leaching from electric arc furnace dust by sodium hydroxide. *Materials Chemistry and Physics*. Vol. 77 (2). ISSN: 0254-0584.
37. Jha, M., Kumar, V. y Singh, R, (2001). Review of hydrometallurgical recovery of zinc from industrial wastes. *Resources conservation & recycling* 33. (pp. 2-10)

38. Kerres, J., Cui, W., Disson, R. y Neubrand, W. (1998). Development and characterization of crosslinked ionomer membranes based upon sulfinated and sulfonated PSU crosslinked PSU blend membranes by disproportionation of sulfinic acid groups. *Journal of Membrane Science*, Vol 139, (pp. 211-217). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738897002536> (Abril, 2014)
39. Laforest, G. y Duchesne, J. (2006). Characterization and leachability of electric arc furnace dust made from remelting of stainless steel. *Journal of Hazardous Materials*. Vol. 135. (pp. 156-157). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304389405007478> (Abril, 2014)
40. Machado, J., Brehm, F., Mendes, C., Moraes, A., dos Santos, C y Faria Vilela, A., (2006). Characterization Study of Electric Arc Furnace Dust Phases. *Mat. Res* (pp.41-45). Santiago, Chile. Recuperado de http://www.scielo.org.co/scielo.php?script=sci_nlinks&ref=000084&pid=S0012-7353201100050002600006&lng=en (Febrero, 2014)
41. Madias, J, (2001). Tendencias tecnológicas: reciclado de polvos de horno eléctrico (p.44). Buenos Aires, Argentina. Recuperado de <http://www.construccionenacero.com/Boletin0609/Tendencias%20Tecnol%F3gicasReciclado%20de%20Polvos%20de%20Horno%20El%E9ctrico.pdf> (Enero, 2014)
42. Mager, K., Meurer, U. y Wirling, J, (2003). Minimizing dioxin and furan emissions during zinc dust recycle by the waelz process. *JOM*, Vol 55. (pp. 20-23). Recuperado de <http://link.springer.com/article/10.1007/s11837-003-0099-6> (Abril, 2014)
43. Maron, S. & Prutton, C. (2002) *Fundamentos de Físicoquímica*, pp. 337-248, Mexico D.F, Mexico.

44. McCann, M, (2008). Metalurgia y metalistería. Industrias manufactureras. (pp. 82-83). Recuperado de <http://ladedp.es/ficheros/documentos/82.pdf> (Abril, 2014)
45. Meseguer, V., Lozano, L. y de Juan, D, (1997). Tratamiento metalúrgico de los óxidos Waelz mediante lixiviación alcalina utilizando carbonato amónico. *Revista de Metalurgia*, Vol 33, No 2. (pp. 101-102). doi:10.3989
46. Nagarale, R., Gohil, G. y Shahi, V. (2006). Recent developments on ion-exchange membranes and electro-membrane processes. *Advances in Colloid and interfase Science*, Vol 119. (pp. 97-106). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0001868605001107> (Abril, 2014)
47. Nagib, S. y Imoue, K, (2000). Recovery of lead and zinc from fly ash generated from municipal incineration plants by means of acid and or alkaline leaching. *Hydrometallurgy* 56. (p. 270), Honjo-machi, Japan. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304386X00000736> (Febrero, 2014)
48. Nakajima, K., Matsubae, K., Nakamura, S., Itoh, S. y Nagasaka, T. (2008). Substance Flow Analysis of Zinc Associated with Iron and Steel Cycle in Japan, and Environmental Assessment of EAF Dust Recycling Process. *ISIJ international*, Vol 48. (pp. 1478-1480). Recuperado de <http://cat.inist.fr/?aModele=afficheN&cpsidt=20904382> (Abril, 2014)
49. Nalini, J. y Sharma, D, (2004), Biohydrometallurgy for Nonsulfidic Minerals-a reiew. *Geomicrobiology Journal*. (pp. 135-138). doi:10.1080/01490450490275271

50. Olper, M, (1994). Zinc from secondary sources Ezinex process, Engitec Impianti. (p. 8). Recuperado de <http://www.engitec.com/PDF1/ALL33.pdf> (Abril, 2014)
51. Peckner, D. y Bernstein, I, (1998). Handbook of Stainless Steels. (p. 244) Recuperado de <http://library.dmr.go.th/library/TextBooks/3187.pdf> (Febrero, 2014)
52. Penso, R. (2009). Lixiviación de residuos que contienen ZnO y PbO recreando metabolitos fúngicos con ácido tartárico. Coordinación de Ingeniería de Materiales, Universidad Simón Bolívar. 2009. Tesis de pregrado.
53. Peters, S. y Timmerhaus, K. (1991). Diseño de plantas y su evaluación económica para ingenieros químicos. Análisis económicos (4ta.ed.). Buenos Aires, Argentina: Géminis
54. Porro, S., Boiardi, J. y Tedesco, P, (1988). Biolixiviación de minerales argentinos de cobre. Revista metal Madrid 24. (p. 297). Recuperado de http://sedici.unlp.edu.ar/bitstream/handle/10915/29464/Documento_completo.pdf?sequence=1 (Abril, 2014)
55. Pusateri, J., Bounds, C. y Lherbier, L, (1988). Zinc recovery via the flame reactor process. Jom, Vol 40. (p.32). Recuperado de <http://link.springer.com/article/10.1007/BF03258120> (Marzo, 2014)
56. Pyatt, F., Gilmore, G., Grattan, J., Hunt, C. y McLaren, S, (2000). An Imperial Legacy? An Exploration of the Environmental Impact of Ancient Metal Mining and Smelting in Southern Jordan. Journal of Archaeological Science, Vol 27. (pp. 772-774). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0305440399905800> (Abril, 2014)

57. Quaranta, N. y Lalla, (2010). Utilización de polvo residual de acería eléctrica como materia prima para la producción de tejas cerámicas. Iberomet XI. (pp. 81-82). Recuperado de http://iberomet2010.260mb.com/pdfcongreso/t4/T4-45_quaranta-ne_n2_FINAL.pdf (Abril, 2014)
58. Reyad, A. y Shawabkeh. (2010). Hydrometallurgical extraction of zinc from Jordanian electric arc furnace dust. Hydrometallurgy 104. (pp. 61-65). Dhahran, Saudi Arabia. Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304386X10001027> (Febrero, 2014)
59. Ricaurte, J., de la Torre, E., Espinoza, C. y Guevara, A. (2013). Estudio comparativo de la recuperación de Zn de polvos de acería por lixiviación con H₂SO₄ y HCl, electrodeposición electrolítica y bi-electrolítica. Revista Politécnica 33. (pp. 73-74)
60. Rodríguez, Y., Blázquez, M., Ballester, A., González, F. y Muñoz, J. (2001). La biolixiviación al comienzo del siglo XXI. Revista de metalurgia, Vol 37. (pp. 616-625). Doi: 10.3989/revmetalm.2001.v37.i5.528
61. Rubio, C., Gutiérrez, A., Izquierdo, R., Revert, C., Lozano, G. y Hardisson, A. (2004). El plomo como contaminante alimentario. Revista de toxicología, Vol. 21. (pp. 72-75). Recuperado de <http://www.fmed.uba.ar/depto/toxico1/articulos/7.pdf> (Abril, 2014)
62. Ruiz, O., Clemente, C., Alonso, M. y Alguacil, F. (2007). Recycling of an electric arc furnace flue dust to obtain high grade ZnO. Journal of Hazardous Materials, Vol 141. (pp. 33-34). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304389406007199> (Abril, 2014)
63. Sofilić, T., Rastovčan, A., Stefanović, S., Novosel, V. y Jenko, M. (2004). Characterization of steel mill electric-arc furnace dust. Vol. 109. (pp. 59-63). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0304389404001244?np=y> (Abril, 2014)

64. Tanno, F., Fuwa, A. y Matsuzaki, K, (2005). Method for analyzing state in dry zinc smelting blast furnace and zincs melting method. Fuwa akiomitsui minig & smelting. (p.164). Recuperado de <http://www.freepatentsonline.com/JP2005248199.html> (Abril, 2014)
65. Tápanes, D., Alvarez, T. y Charles, A, (2001). Utilización del polvo de acería de horno de arco eléctrico. Ingeniería Mecánica, Vol 4. (pp. 12-15). Recuperado de http://revistascientificas.cujae.edu.cu/Revistas/Mecanica/Vol-4/1-2001/02_2001_01_11_17.pdf (Marzo, 2014)
66. Wichterle, K., Cieslar, J. y Wichterlová, J, (2010). Zinc Stripping from Steelwork dust. Chemical Engineering Transactions, Vol 21. (pp. 739-740). Recuperado de <http://www.aidic.it/cet/10/21/124.pdf> (Abril, 2014)
67. Wu, Y., Wu, C., Yu, F., Xu, T. y Fu, Y. (2008). Free-standing anion-exchange PEO-SiO₂ hybrid membranes. Journal of Membrane Science, Vol 307, (pp. 28-33). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738807005388> (Abril, 2014)
68. Xu, T. (2005). Ion exchange membranes: State of their development and perspective. Journal of Membrane Science, Vol 263, (pp. 11-14). Recuperado de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738805003571> (Abril, 2014)
69. Yilmaz, T., Alp, I., Deveci, H., Duran, C. y Celep, O, (2007). Ferric sulphate leaching of kayabasi massive copper ore. Muh Fak, (pp. 63-64). Recuperado de [http://www.istanbul.edu.tr/eng/jeoloji/library/dergi/cilt_18_s_1/Cilt20-s2-syf\(63-70\).pdf](http://www.istanbul.edu.tr/eng/jeoloji/library/dergi/cilt_18_s_1/Cilt20-s2-syf(63-70).pdf) (Abril, 2014)
70. Zhao, B., Hayes, P. y Jak, E, (2010). Phase Equilibria Studies in the System ZnO-“FeO”-Al₂O₃-CaO-SiO₂ Relevant to Imperial Smelting Furnace

Slags: Part II. The minerals, metals & materials society ASM. (pp. 386-387). Doi: 10.1007/s11663-010-9343

ANEXOS

ANEXO I

BALANCES METALÚRGICOS DE LA DETERMINACIÓN DE CONDICIONES DE LIXIVIACIÓN

Ficha técnica No. 1

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 1
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido acético 10 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	77,00	2685,00	206,75	69,03	169,00	13,01	49,11	3,56	0,27	19,58
S Lavado	53,00	125,00	6,63	2,21	10,93	0,58	2,19	0,03	0,00	0,11
Ripio	230,00	190,00	86,13	28,76	9,25	12,91	48,71	1,19	1,12	80,31
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	77,00	0,75	0,06	19,25	3,70	0,28	94,97	96,80	7,45	3,99
S Lavado	53,00	0,07	0,00	1,24	0,17	0,01	3,00	0,27	0,01	0,01
Ripio	230,00	0,31	0,24	79,51	0,40	0,01	2,03	89,00	179,53	96,01
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 2

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 2
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido cítrico 10 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	74,00	1785,00	132,09	44,10	122,00	9,03	34,07	1,96	0,15	10,36
S Lavado	50,00	61,00	3,05	1,02	4,32	0,22	0,82	0,12	0,01	0,43
Ripio	310,00	277,00	164,36	54,88	34,50	17,26	65,12	3,54	1,25	89,21
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	74,00	0,39	0,03	9,62	3,28	0,24	80,91	54,70	4,05	2,16
S Lavado	50,00	0,06	0,00	1,00	0,14	0,01	2,33	2,07	0,10	0,06
Ripio	310,00	0,49	0,27	89,38	0,20	0,05	16,76	456,00	182,85	97,78
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 3

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 3
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido oxálico 10 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	70,00	1,10	0,08	0,03	0,07	0,00	0,02	0,14	0,01	0,70
S Lavado	53,00	4,16	0,22	0,07	0,04	0,00	0,01	0,03	0,00	0,11
Ripio	230,00	591,00	299,20	99,90	48,40	26,49	99,97	2,73	1,39	99,19
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	74,00	0,02	0,00	0,47	0,04	0,00	0,93	0,01	0,00	0,00
S Lavado	50,00	0,01	0,00	0,18	0,01	0,00	0,18	0,01	0,00	0,00
Ripio	310,00	0,44	0,30	99,36	0,70	0,30	98,89	218,00	187,00	100,00
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 4

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 4
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido tartárico 10 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	70,00	329,00	23,03	7,69	16,50	1,16	4,36	0,64	0,04	3,20
S Lavado	52,00	12,00	0,62	0,21	0,21	0,01	0,04	0,01	0,00	0,04
Ripio	710,00	49,00	275,85	92,10	31,20	25,33	95,60	1,99	1,35	96,76
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	70,00	0,18	0,01	4,20	0,80	0,06	18,67	3,83	0,27	0,14
S Lavado	52,00	0,06	0,00	1,04	0,03	0,00	0,52	0,13	0,01	0,00
Ripio	710,00	0,23	0,28	94,76	0,57	0,24	80,81	137,00	186,73	99,85
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 5

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 5
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido acético 100 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	63,00	3295,00	207,59	69,31	169,00	10,65	40,18	4,50	0,28	20,25
S Lavado	49,00	138,00	6,76	2,26	10,93	0,54	2,02	0,24	0,01	0,84
Ripio	230,00	117,00	85,15	28,43	9,25	15,32	57,80	2,11	1,10	78,91
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	63,00	0,61	0,04	12,81	4,10	0,26	86,10	225,00	14,18	7,58
S Lavado	49,00	0,02	0,00	0,33	0,26	0,01	4,25	8,09	0,40	0,21
Ripio	230,00	0,29	0,26	86,86	0,09	0,03	9,65	389,00	172,43	92,21
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 6

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 6
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido cítrico 100 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	62,00	3285,00	203,67	68,00	230,00	14,26	53,81	5,40	0,33	23,91
S Lavado	48,00	105,00	5,04	1,68	19,10	0,92	3,46	0,23	0,01	0,79
Ripio	146,00	176,00	90,79	30,31	5,04	11,32	42,73	2,02	1,05	75,30
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	62,00	0,31	0,02	6,41	4,50	0,28	93,00	365,00	22,63	12,10
S Lavado	48,00	0,04	0,00	0,64	0,14	0,01	2,24	12,44	0,60	0,32
Ripio	146,00	0,26	0,28	92,95	0,26	0,01	4,76	285,00	163,77	87,58
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 7

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 7
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido oxálico 100 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	63,00	9,70	0,61	0,20	17,60	1,11	4,18	20,00	1,26	90,00
S Lavado	47,00	8,02	0,38	0,13	0,98	0,05	0,17	2,00	0,09	6,71
Ripio	205,00	524,00	298,51	99,67	28,00	25,35	95,64	0,41	0,05	3,29
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	63,00	0,20	0,01	4,20	0,09	0,01	1,89	2230,00	140,49	75,13
S Lavado	47,00	0,01	0,00	0,16	0,08	0,00	1,25	170,00	7,99	4,27
Ripio	205,00	2,21	0,29	95,64	0,53	0,29	96,86	36,00	38,52	20,60
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 8

Muestra	Polvos de acería
Ensayo	8
Objetivo:	Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería
Condiciones de operación	
Peso del mineral	1 000 mg
Porcentaje de sólidos	1 %
Agente lixivante	Ácido tartárico 100 mg/L
Tiempo de lixiviación	24 h
Velocidad de agitación	500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	63,00	9,70	0,61	0,20	17,60	1,11	4,18	20,00	1,26	90,00
S Lavado	47,00	8,02	0,38	0,13	0,98	0,05	0,17	2,00	0,09	6,71
Ripio	205,00	524,00	298,51	99,67	28,00	25,35	95,64	0,41	0,05	3,29
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	63,00	0,20	0,01	4,20	0,09	0,01	1,89	2230,00	140,49	75,13
S Lavado	47,00	0,01	0,00	0,16	0,08	0,00	1,25	170,00	7,99	4,27
Ripio	205,00	2,21	0,29	95,64	0,53	0,29	96,86	36,00	38,52	20,60
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 9

Muestra	Polvos de acería
Ensayo	9
Objetivo:	Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería
Condiciones de operación	
Peso del mineral	1 000 mg
Porcentaje de sólidos	1 %
Agente lixivante	Vinagre Helmozt (ácido acético 50 mg/L)
Tiempo de lixiviación	24 h
Velocidad de agitación	500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	60,00	3485,00	209,10	69,82	82,00	4,92	18,57	4,05	0,24	17,36
S Lavado	48,00	197,00	9,46	3,16	19,40	0,93	3,51	0,22	0,01	0,75
Ripio	200,00	851,00	80,94	27,03	161,00	20,65	77,92	13,37	1,15	81,89
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	60,00	0,49	0,03	9,80	4,70	0,28	94,00	155,00	9,30	4,97
S Lavado	48,00	0,10	0,00	1,60	0,36	0,02	5,76	6,62	0,32	0,17
Ripio	200,00	1,55	0,27	88,60	0,20	0,00	0,24	2589,00	177,38	94,86
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 10

Muestra	Polvos de acería
Ensayo	10
Objetivo:	Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería
Condiciones de operación	
Peso del mineral	1 000 mg
Porcentaje de sólidos	1 %
Agente lixivante	Vinagre sabor (ácido acético 50 mg/L)
Tiempo de lixiviación	24 h
Velocidad de agitación	500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	60,00	3390,00	203,40	67,91	85,10	5,11	19,27	4,28	0,26	18,34
S Lavado	49,00	153,00	7,50	2,50	18,60	0,91	3,44	0,23	0,01	0,81
Ripio	200,00	1161,00	88,60	29,58	362,00	20,48	77,29	12,10	1,13	80,85
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	60,00	0,39	0,02	7,80	4,80	0,29	96,00	155,00	9,30	4,97
S Lavado	49,00	0,03	0,00	0,49	0,24	0,01	3,92	9,09	0,45	0,24
Ripio	200,00	2,36	0,28	91,71	0,04	0,00	0,08	2381,00	177,25	94,79
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 11

Muestra	Polvos de acería
Ensayo	11
Objetivo:	Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería
Condiciones de operación	
Peso del mineral	1 000 mg
Porcentaje de sólidos	1 %
Agente lixivante	Ácido acético 150 mg/L
Tiempo de lixiviación	24 h
Velocidad de agitación	500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	60,00	3987,00	239,22	79,87	325,00	19,50	73,58	10,30	0,62	44,14
S Lavado	48,00	152,00	7,30	2,44	25,00	1,20	4,53	0,83	0,04	2,85
Ripio	227,00	99,00	52,98	17,69	17,00	5,80	21,89	4,22	0,74	53,01
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	60,00	1,35	0,08	27,00	4,77	0,29	95,40	312,00	18,72	10,01
S Lavado	48,00	0,11	0,01	1,76	0,27	0,01	4,32	22,30	1,07	0,57
Ripio	227,00	0,88	0,21	71,24	0,09	0,00	0,28	467,00	167,21	89,42
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 12

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 12
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido cítrico 150 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	59,00	3773,00	222,61	74,33	345,00	20,36	76,81	9,70	0,57	40,88
S Lavado	48,00	120,00	5,76	1,92	22,50	1,08	4,08	0,40	0,02	1,37
Ripio	165,00	196,00	71,13	23,75	9,30	5,07	19,11	7,60	0,81	57,75
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	59,00	1,12	0,07	22,03	4,95	0,29	97,35	385,00	22,72	12,15
S Lavado	48,00	0,14	0,01	2,24	0,16	0,01	2,56	14,70	0,71	0,38
Ripio	165,00	2,30	0,23	75,73	0,20	0,00	0,09	302,00	163,58	87,48
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 13

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 13
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 1 000 mg
 Porcentaje de sólidos 1 %
 Agente lixivante Ácido oxálico 150 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	61,00	20,40	1,24	0,42	12,20	0,74	2,81	21,20	1,29	92,37
S Lavado	48,00	13,20	0,63	0,21	0,70	0,03	0,13	2,10	0,10	7,20
Ripio	210,00	630,00	297,62	99,37	33,00	25,72	97,06	0,41	0,01	0,43
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	61,00	0,40	0,02	8,13	0,12	0,01	2,44	2420,00	147,62	78,94
S Lavado	48,00	0,03	0,00	0,48	0,10	0,00	1,60	197,00	9,46	5,06
Ripio	210,00	2,84	0,27	91,39	0,74	0,29	95,96	55,00	29,92	16,00
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 14

Muestra	Polvos de acería
Ensayo	14
Objetivo:	Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería
Condiciones de operación	
Peso del mineral	1 000 mg
Porcentaje de sólidos	1 %
Agente lixivante	Ácido tartárico 150 mg/L
Tiempo de lixiviación	24 h
Velocidad de agitación	500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	55,00	3315,00	182,33	60,88	389,00	21,40	80,74	6,32	0,35	24,83
S Lavado	48,00	345,00	16,56	5,53	19,00	0,91	3,44	0,77	0,04	2,64
Ripio	150,00	186,00	100,62	33,59	2,60	4,19	15,82	4,73	1,02	72,53
Cabeza	1000,00		299,50	100,00		26,50	100,00		1,40	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	55,00	0,60	0,03	11,00	4,88	0,27	89,47	512,00	28,16	15,06
S Lavado	48,00	0,08	0,00	1,28	0,62	0,03	9,92	52,00	2,50	1,33
Ripio	150,00	1,83	0,26	87,72	0,15	0,00	0,61	635,00	156,34	83,61
Cabeza	1000,00		0,30	100,00		0,30	100,00		187,00	100,00

Ficha técnica No. 15

Muestra	Polvos de acería
Ensayo	15
Objetivo:	Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería
Condiciones de operación	
Peso del mineral	10 000 mg
Porcentaje de sólidos	10 %
Agente lixivante	Vinagre (ácido acético 50 mg/L)
Tiempo de lixiviación	24 h
Velocidad de agitación	500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	68,00	31160,00	2118,88	70,75	770,00	52,36	19,76	39,20	2,67	19,04
S Lavado	45,00	1570,00	70,65	2,36	213,00	9,59	3,62	1,90	0,09	0,61
Ripio	7352,00	7670,00	805,47	26,89	1480,00	203,06	76,62	143,00	11,25	80,35
Cabeza	10000,00		2995,00	100,00		265,00	100,00		14,00	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	68,00	4,20	0,29	9,52	41,50	2,82	94,07	1420,00	96,56	5,16
S Lavado	45,00	0,70	0,03	1,05	2,80	0,13	4,20	54,60	2,46	0,13
Ripio	7352,00	20,30	2,68	89,43	1,10	0,05	1,73	26140,00	1770,98	94,70
Cabeza	10000,00		3,00	100,00		3,00	100,00		1870,00	100,00

Ficha técnica No. 16

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 16
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 30 000 mg
 Porcentaje de sólidos 30 %
 Agente lixivante Vinagre (ácido acético 50 mg/L)
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	53,00	79110,00	4192,83	46,66	2040,00	108,12	13,60	97,50	5,17	12,30
S Lavado	46,00	5640,00	259,44	2,89	441,00	20,29	2,55	3,60	0,17	0,39
Ripio	23421,00	32340,00	4532,73	50,45	4050,00	666,59	83,85	342,00	36,67	87,30
Cabeza	30000,00		8985,00	100,00		795,00	100,00		42,00	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	53,00	18,00	0,95	10,60	158,40	8,40	93,28	15865,00	840,85	14,99
S Lavado	46,00	2,70	0,12	1,38	12,00	0,55	6,13	2652,00	121,99	2,17
Ripio	200,00	51,90	7,92	88,02	8,40	0,05	0,59	85410,00	4647,16	82,84
Cabeza	30000,00		9,00	100,00		9,00	100,00		5610,00	100,00

Ficha técnica No. 17

Muestra	Polvos de acería
Ensayo	17
Objetivo:	Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería
Condiciones de operación	
Peso del mineral	10 000 mg
Porcentaje de sólidos	10 %
Agente lixivante	ácido acético 150 mg/L
Tiempo de lixiviación	24 h
Velocidad de agitación	500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	65,00	32094,80	2086,16	69,65	754,60	51,31	19,36	40,38	2,75	19,61
S Lavado	48,00	1617,10	77,62	2,59	208,74	9,39	3,54	1,96	0,09	0,63
Ripio	8540,00	7900,10	831,22	27,75	1450,40	204,29	77,09	147,29	11,17	79,76
Cabeza	10000,00		2995,00	100,00		265,00	100,00		14,00	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	65,00	4,33	0,29	9,81	40,67	2,77	92,19	1462,60	99,46	5,32
S Lavado	48,00	0,72	0,03	1,08	2,74	0,12	4,12	56,24	2,53	0,14
Ripio	8540,00	20,91	2,67	89,11	1,08	0,11	3,70	26924,20	1768,01	94,55
Cabeza	10000,00		3,00	100,00		3,00	100,00		1870,00	100,00

Ficha técnica No. 18

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 18
 Objetivo: Determinar la influencia del agente lixivante en los polvos de acería

Condiciones de operación

Peso del mineral 30 000 mg
 Porcentaje de sólidos 30 %
 Agente lixivante ácido acético 150 mg/L
 Tiempo de lixiviación 24 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Zn			Pb			Cr		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	52,00	87021,00	4525,09	50,36	2244,00	118,93	14,96	91,00	4,82	11,48
S Lavado	48,00	6204,00	297,79	3,31	485,10	22,31	2,81	3,36	0,15	0,37
Ripio	22630,00	35574,00	4162,12	46,32	4455,00	653,75	82,23	319,20	37,02	88,15
Cabeza	30000,00		8985,00	100,00		795,00	100,00		42,00	100,00
Muestra	Volumen [mL], peso [mg]	Ni			Cd			Fe		
		Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]	Conc. [mg/L], [%]	Peso [mg]	Recup. [%]
S Fuerte	52,00	19,80	1,05	11,66	147,84	7,84	87,06	18370,00	973,61	17,35
S Lavado	48,00	2,97	0,14	1,52	11,20	0,52	5,72	3432,00	157,87	2,81
Ripio	22630,00	57,09	7,81	86,82	8,96	0,65	7,21	99645,00	4478,52	79,83
Cabeza	30000,00		9,00	100,00		9,00	100,00		5610,00	100,00

ANEXO II

BALANCES METALÚRGICOS DEL ESTUDIO DE LA CINÉTICA DE LIXIVIACIÓN

Ficha técnica No. 19

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 19
 Objetivo: Determinar el tiempo en el que se obtiene la máxima recuperación de zinc

Condiciones de operación

Peso del mineral 100 g
 Porcentaje de sólidos 10 %
 Agente lixivante Vinagre (ácido acético 50 mg/L)
 Tiempo de lixiviación 10 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Tiempo [h]	Volumen añadido [mL]	Concentración [mg/L]				Recuperación [%]			
		Zn	Fe	Pb	Cd	Zn	Fe	Pb	Cd
0,5	2,3	20400,0	373,3	62,0	21,4	55,8	3,8	10,4	61,6
1,0	1,9	21300,0	413,3	68,0	22,3	58,3	4,2	11,4	64,2
1,5	2,0	22600,0	440,0	74,0	23,2	61,9	4,4	12,4	66,7
2,0	2,2	23100,0	463,3	79,0	24,1	63,2	4,7	13,3	69,3
3,0	2,3	24400,0	470,0	77,0	25,0	66,8	4,7	12,9	71,9
4,0	2,2	25600,0	546,7	78,0	24,7	70,1	5,5	13,1	71,1
6,0	2,2	25100,0	623,3	81,0	27,0	68,7	6,3	13,6	77,7
8,0	2,4	25300,0	650,0	84,0	28,1	69,3	6,5	14,1	80,8
10,0	2,3	24800,0	720,0	88,0	29,0	67,9	7,2	14,8	83,4

Ficha técnica No. 20

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 20
 Objetivo: Determinar el tiempo en el que se obtiene la máxima recuperación de zinc

Condiciones de operación

Peso del mineral 300 g
 Porcentaje de sólidos 30 %
 Agente lixivante Vinagre (ácido acético 50 mg/L)
 Tiempo de lixiviación 10 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Tiempo [h]	Volumen añadido [mL]	Concentración [mg/L]				Recuperación [%]			
		Zn	Fe	Pb	Cd	Zn	Fe	Pb	Cd
0,5	2,3	10192,0	1232,0	42,0	53,5	28,3	22,5	18,2	65,9
1,0	1,9	10528,0	1364,0	48,0	55,8	29,2	24,9	20,8	68,7
1,5	2,0	10780,0	1452,0	54,0	58,0	29,9	26,5	23,4	71,5
2,0	2,2	10976,0	1529,0	59,0	60,3	30,5	27,9	25,6	74,3
3,0	2,3	11256,0	1551,0	57,0	62,5	31,3	28,3	24,7	77,0
4,0	2,2	11508,0	1804,0	58,0	61,8	32,0	32,9	25,2	76,1
6,0	2,2	11368,0	2057,0	61,0	67,5	31,6	37,5	26,5	83,2
8,0	2,4	11564,0	2145,0	64,0	70,3	32,1	39,1	27,8	86,6
10,0	2,3	11928,0	2376,0	68,0	72,5	33,1	43,3	29,5	89,4

Ficha técnica No. 21

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 21
 Objetivo: Determinar el tiempo en el que se obtiene la máxima recuperación de zinc

Condiciones de operación

Peso del mineral 100 g
 Porcentaje de sólidos 10 %
 Agente lixivante ácido acético 150 mg/L)
 Tiempo de lixiviación 10 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Tiempo [h]	Volumen añadido [mL]	Concentración [mg/L]				Recuperación [%]			
		Zn	Fe	Pb	Cd	Zn	Fe	Pb	Cd
0,5	2,8	19788,0	386,2	67,0	24,6	54,6	10,6	11,2	70,8
1,0	2,3	20661,0	427,6	73,0	25,6	57,0	11,7	12,3	73,8
1,5	2,4	21922,0	455,2	79,0	26,7	60,4	12,4	13,3	76,8
2,0	2,6	22407,0	479,3	84,0	27,7	61,8	13,1	14,1	79,7
3,0	2,8	23668,0	486,2	82,0	28,8	65,3	13,3	13,8	82,7
4,0	2,6	24832,0	565,5	83,0	28,4	68,5	15,5	13,9	81,7
6,0	2,6	24347,0	644,8	86,0	31,1	67,1	17,6	14,4	89,3
8,0	2,9	24541,0	672,4	89,0	32,3	67,7	18,4	14,9	93,0
10,0	2,8	24056,0	744,8	93,0	33,4	66,3	20,4	15,6	95,9

Ficha técnica No. 22

Muestra Polvos de acería
 Ensayo 22
 Objetivo: Determinar el tiempo en el que se obtiene la máxima recuperación de zinc

Condiciones de operación

Peso del mineral 300 g
 Porcentaje de sólidos 30 %
 Agente lixiviante ácido acético 150 mg/L)
 Tiempo de lixiviación 10 h
 Velocidad de agitación 500 rpm

Tiempo [h]	Volumen añadido [mL]	Concentración [mg/L]				Recuperación [%]			
		Zn	Fe	Pb	Cd	Zn	Fe	Pb	Cd
0,5	2,9	44844,8	1467,6	47,0	51,7	34,8	26,8	20,4	64,2
1,0	2,4	46323,2	1624,8	53,0	53,9	35,9	29,6	23,0	66,9
1,5	2,5	47432,0	1729,7	59,0	56,0	36,8	31,5	25,6	69,6
2,0	2,8	48294,4	1821,4	64,0	58,2	37,4	33,2	27,8	72,2
3,0	2,9	49526,4	1847,6	62,0	60,4	38,4	33,7	26,9	74,9
4,0	2,8	50635,2	2149,0	63,0	59,7	39,3	39,2	27,3	74,0
6,0	2,8	50019,2	2450,3	66,0	65,2	38,8	44,7	28,6	80,9
8,0	3,0	50881,6	2555,2	69,0	67,9	39,4	46,6	29,9	84,2
10,0	2,9	52483,2	2830,3	73,0	70,0	40,7	51,6	31,7	86,9

ANEXO III

CATÁLOGOS DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES DE LA PLANTA DE LIXIVIACIÓN DE POLVOS DE ACERÍA CON ÁCIDOS ORGÁNICOS

Ficha técnica No. 23

TANQUE AGITADO DE LIXIVIACIÓN HENAN LANJI MACHINERY MANUFACTURING



modelo	Tamaño del interior		Capacidad (m3)	Agitación		motor eléctrico		Peso (kg)
	Diámetro (mm)	Profundidad (mm)		diámetro (mm)	velocidad de rotación (r/min)	modelo	Motor eléctrico (kw)	
Xb-750	750	750	0.26	240	530	Y90s-4	1.1	228
Xb-1000	1000	1000	0.58	240	530	Y90l-4	1.5	436
Xb-1200	1200	1200	1.14	400	320	Y100l2-4	3	765
Xb-1500	1500	1500	2.2	400	320	Y100l2-4	3	1083
Xb-2000	2000	2000	5.46	550	230	Y132m2-6	5.5	1671
Xb-2500	2500	2500	11.2	650	200	Y160l-6	11	3438
Xb-3000	3000	3000	19.1	700	210	Y225s-8	18.5	4613
Xb-3500	3500	3500	30	850	230	Y225m-8	22	7110

<http://spanish.alibaba.com/product-gs/high-efficiency-mixing-tank-agitator-for-mineral-processing-on-hot-sale-958107552.html?s=p>

Ficha técnica No. 24

FILTRO DE PRENSA QUANZHOU NANXING MACHINERY MANUFACTURING



modelo	zona de filtrado (m ²)	tamaño interior (mm)	espesor de la placa (mm)	Energía del motor eléctrico (kw)	número de placas (pcs)	capacidad de filtro (L)	presión de trabajo en cámara (mpa)	tamaño externo (mm) L*w*h	peso (kg)
Wyb-650	27	φ 650	50	3	40	367	≤ 2.0	3950*1150*1170	2500
	40				60	1546		4800*1150*1170	2700
	54				80	2725		5800*1150*1170	3000
Wyb-800	37	φ 750	55	3	40	3489	≤ 2.0	4100*1150*1400	2900
	54				60	4727		5200*1150*1400	3200
	72				80	5967		6300*1150*1400	3800
Wyb-1000	54	φ 920	60	5.5	40	8000	≤ 2.0	5000*1350*1350	4460
	80				60	11200		6200*1350*1350	5140
	106				80	11600		7400*1350*1350	5820
	132				100	12000		8600*1350*1350	6500

Placas de la cantidad podría ser añadido o reducirse de acuerdo a los requisitos de clientes.

<http://spanish.alibaba.com/product-gs/hydraulic-filter-press-filtro-prensa-filtre-presse-solid-liquid-separation-drip-tray-included-749529111.html>

Ficha técnica No. 25

MEMBRANA DE INTERCAMBIO CATIONICO USADA EN LOS ENSAYOS DE ELECTRODEPOSICIÓN

Membrana de intercambio catiónico NEOSEPTA CMX

Grade		Standard		Special						
		CMX	AMX	CIMS	CMB	AHA	ACM	ACS	AFN	AFX
Sodium Chloride	3%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
	20%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Sulfuric Acid	10%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
	40%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Hydrochloric Acid	10%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Nitric Acid	20%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Caustic Soda	5%	○	△	○	○	○	△	△	×	×
Ammonia	4%	○	△	○	○	○	○	△	×	×
Ethylene Glycol	50%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Phenol	7%	×	○	×	×	○	○	○	○	○
Acetone	30%	△	○	△	△	○	○	○	△	△
Dioxane	30%	△	△	△	△	○	△	△	△	△
Methanol	50%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Ethanol	50%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Acetic Acid	50%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Sodium Thiosulfate	3%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Citric Acid	50%	○	○	○	○	○	○	○	○	○
Strong Oxidizing Agent		×	×	×	×	×	×	×	×	×

○...Not attacked △...Slightly attacked ×...Attacked

<http://www.astom-corp.jp/en/en-main2-neosepta.html>

Grade	CMX	AMX
Type	Strongly acidic cation permeable	Strongly basic anion permeable
Characteristics	High mechanical strength (Na-form)	High mechanical strength (Cl-form)
Electric Resistance	3.0	2.4
Burst Strength	≥ 0.40	≥ 0.25
Thickness	0.17	0.14
Application	Demineralization of whey Purification of organics Concentration of inorganics Demineralization of sucrose Desalination of ground water	Demineralization of whey Purification of organics Concentration of inorganics

*1: Measurement basis-

Electric resistance : Equilibrated with a 0.5N-NaCl solution, at 25°C(Q-cm²)

Burst strength : Measured by a Mullen Burst Strength Device(MPa) Thickness : (mm)

*2: The values in Table-1 are based on tests that we believe reliable, but not guaranteed values.

<http://www.astom-corp.jp/en/en-main2-neosepta.html>

Ficha técnica No. 26

MEMBRANA SELECCIONADA PARA LA PLANTA DE LIXIVIACIÓN DE POLVOS DE ACERÍA CON ÁCIDOS ORGÁNICOS PARA RECUPERACIÓN DE ZINC

CMI-7000 Cation Exchange Membranes Technical Specifications

Technical Specification	CMI-7000S
	Single Sheet
Functionality	Strong Acid Cation Exchange Membrane
Polymer Structure	Gel polystyrene cross linked with divinylbenzene
Functional Group	Sulphonic Acid
Ionic Form as Shipped	Sodium
Color	Brown
Standard Size : US : Metric	48in x 120in 1.2m x 3.1m
Standard Thickness (mils) (mm)	18±1 0.45±0.025
Electrical Resistance (Ohm.cm²) 0.5 mol/L NaCl	<30
Permselectivity (%) 0.1 mol KCl/kg / 0.5 mol KCl/kg	94
Total Exchange Capacity (meq/g)	1.6±0.1
Water Permeability (ml/hr/ft²) @5psi	<3
Mullen Burst Test strength (psi)	>80
Thermal Stability (°C)	90
Chemical Stability Range (pH)	1-10
Preconditioning Procedure	Membranes should be preconditioned by emersion in a 5% NaCl solution at 40°C for 24 hours to allow for membrane hydration and expansion.

<http://www.membranesinternational.com/tech-cmi.htm>

Price List
(Valid through June 2014)

AMI-7001S/CMI-7000S Single Sheet	Price per sheet	Price/sqft	Price/m²
6" x 6" (15cm x 15cm) sample	No Charge		
48" x 20" (1.2m x 0.5m) sheet	\$125	\$18.75/sqft	\$208.33/m ²
48" x 40" (1.2m x 1.0m) sheet	\$250	\$18.75/sqft	\$208.33/m ²
48" x 80" (1.2m x 2.0m) sheet	\$300	\$11.25/sqft	\$125.00/m ²
48" x 100" (1.2m x 2.5m) sheet	\$350	\$10.50/sqft	\$116.67/m ²
48" x 120" (1.2m x 3.0m) sheet	\$400	\$10.00/sqft	\$111.11/m ²

AMI-7001CR Continuous Roll	Price per roll	Price/sqft	Price/m²
48" x 99 feet (1.2m x 30.0m) roll	\$3,267	\$8.25/sqft	\$90.41/m ²
48" x 120 feet (1.2m x 36.50m) roll	\$3,960	\$8.25/sqft	\$90.41/m ²

AMI-7001CRX Continuous Roll	Price per roll	Price/sqft	Price/m²
34" x 99 feet (850mm x 30.0m) roll	\$3,168	\$11.31/sqft	\$124.24/m ²
48" x 99 feet (1.2m x 30.0m) roll	\$3,168	\$8.00/sqft	\$88.00/m ²

http://www.membranesinternational.com/tech_pricelist.h

ANEXO IV

DIMENSIONAMIENTO DE LA CELDA BI-ELECTROLÍTICA Y DETERMINACIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO

Se dimensionó la celda bi-electrolítica en base a los datos obtenidos experimentalmente, los parámetros energéticos se definirán con las dimensiones de las placas a utilizar.

Tabla IV.1 Datos para dimensionar la celda bi-electrolítica

Volumen de lixiviado (m³)	18,75
Zn en solución (kg)	275,62
Número de celdas	10
Densidad de corriente (A/m²)	400
Largo (m)	5
Ancho (m)	0,25

Las dimensiones de la celda y el número de ellas se encontraron variando las respectivas dimensiones hasta obtener tiempos de operación bajos. Se divide el volumen de solución y la cantidad de Zn para el número de celdas indicado.

$$V_{c/celda} = \frac{18,75}{10} = 1,875 \text{ m}^3 \quad [\text{AIV.1}]$$

$$m_{Zn/celda} = \frac{275,62}{10} = 27,562 \text{ kg} \quad [\text{AIV.2}]$$

Se calcula la altura mojada de la celda dividiendo la capacidad de cada celda para el ancho y el largo establecido.

$$h_{mojada} = \frac{1,875}{(5)(0,25)} = 1,5 \text{ m} \quad [\text{AIV.3}]$$

Para calcular el área de la membrana se multiplica la altura mojada por el largo de la celda.

$$A_{mojada} = 1,5 \times 5 = 7,5 \text{ m}^2 \quad [\text{AIV.4}]$$

Para determinar los amperios necesarios a la densidad de corriente establecida utilizamos la siguiente ecuación.

$$I = 400 \times 7,5 = 3000 \text{ A} \quad [\text{AIV.5}]$$

Con los datos encontrados se aplica la ley de Faraday para determinar el tiempo de operación necesario para la recuperación de Zn.

$$t_{operación} = \frac{(27,5)(2)(96500)}{(65,4)(3000)} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 7,5 \text{ h} \quad [\text{AIV.6}]$$

Se calculo la resistencia eléctrica del sistema para obtener el voltaje necesario, para esto se midió la conductividad de la solución lixiviada y de la solución de ácido sulfúrico 1M.

$$R = \frac{C_{H_2SO_4} \times C_{lixiviado}}{A_{mojada}} \quad [\text{AIV.7}]$$

$$R = \frac{3,5 \times 0,00082}{7,5} = 0,0003826 \ \Omega \quad [\text{AIV.8}]$$

$$V = \frac{I}{R} \quad [\text{AIV.9}]$$

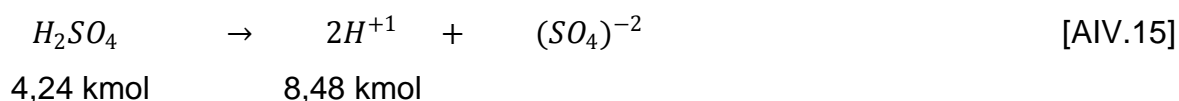
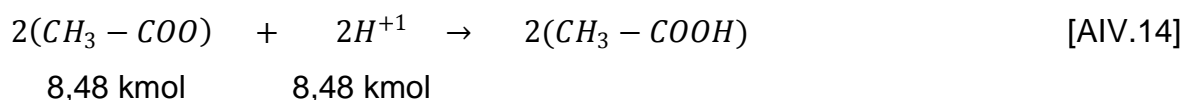
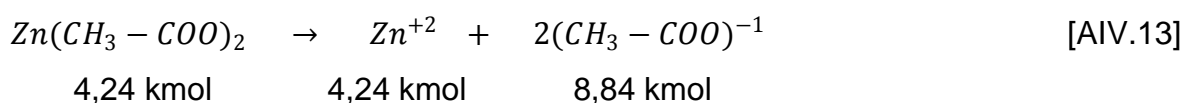
$$I = (3000)(0,0003826) = 1,15 \text{ V} \quad [\text{AIV.10}]$$

Para calcular el consumo energético se utilizo la intensidad de corriente, voltaje aplicado y el tiempo de operación.

$$\text{Consumo eléctrico} = I \times V \times t_{op} \quad [\text{AIV.11}]$$

$$\text{Consumo eléctrico} = \frac{(3000)(1,15)(7,5)}{1000} = 25,87 \text{ kWh} \quad [\text{AIV.12}]$$

Para el lado anionico se calculo el volumen de la solución de ácido sulfúrico 1M en base a las reacciones estequiometrias que se dan en la celda bi-electrolítica, los cálculos se muestran a continuación.



Con los moles obtenidos de ácido sulfúrico procedemos a calcular el volumen de solución 1M para el proceso.

$$M = \frac{n_{\text{solute}}}{V(L)_{\text{solución}}} \quad [\text{AIV.16}]$$

$$V(L)_{\text{solución}} = \frac{4240}{1} = 4240 \text{ L} \quad [\text{AIV.17}]$$

El valor calculado es el necesario para toda la línea de proceso, pero como existen 10 celdas nos toca dividir.

$$V \text{ H}_2\text{SO}_4 \frac{c}{\text{celda}} = \frac{4,24}{10} = 0,424 \text{ m}^3 \quad [\text{AIV.18}]$$

Con el largo y anchos establecidos previamente se calcula la altura mojada del lado aniónico.

$$h = \frac{0,424}{(5)(0,10)} = 0,85 \text{ m}$$

[AIV.19]

Tabla IV.2 Datos para construir la celda bi-electrolítica

Voltaje (v)	1,15
Resistencia eléctrica (Ω)	0,0003826
Consumo eléctrico (kWh)	25,87
Área mojada (m^2)	7,5
Altura lado catódico (m)	1,5
Altura lado anódico (m)	0,85
Amperaje (A)	3000
Tiempo de operación (h)	7,5

Para evitar derrames se debe sobredimensionar la altura de la celda en un 20%.