

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ

Colegio de Ciencias e Ingeniería

**Diseño de un proceso de recuperación de zinc y manganeso
proveniente de pilas usadas en la ciudad de Quito**

Daniela Nicole Guevara Huilcarema

Ingeniería Química

Trabajo de integración curricular presentado como requisito
para la obtención del título de
Ingeniero Químico

Quito, 16 de diciembre de 2019

**UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO USFQ
COLEGIO DE CIENCIAS E INGENIERÍA**

**HOJA DE CALIFICACIÓN
DE TRABAJO DE INTEGRACIÓN CURRICULAR**

**Diseño de un proceso de recuperación de zinc y manganeso
proveniente de pilas usadas en la ciudad de Quito**

Daniela Nicole Guevara Huilcarema

Calificación:

Nombre del profesor, Título académico

Juan Diego Fonseca Ashton, Ph D.

Firma del profesor:

Quito, 16 de diciembre de 2019

Derechos de Autor

Por medio del presente documento certifico que he leído todas las Políticas y Manuales de la Universidad San Francisco de Quito USFQ, incluyendo la Política de Propiedad Intelectual USFQ, y estoy de acuerdo con su contenido, por lo que los derechos de propiedad intelectual del presente trabajo quedan sujetos a lo dispuesto en esas Políticas.

Asimismo, autorizo a la USFQ para que realice la digitalización y publicación de este trabajo en el repositorio virtual, de conformidad a lo dispuesto en el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

Firma del estudiante: _____

Nombres y apellidos: Daniela Nicole Guevara Huilcarema

Código: 00128085

Cédula de identidad: 1719623181

Lugar y fecha: Quito, 16 de diciembre de 2019

Agradecimiento

Quiero agradecer primeramente a Dios quien ha sido mi guía y fortaleza siempre, a mis padres José Guevara y Mónica Huilcarema por todo su amor y apoyo incondicional que me han brindado en todo momento. A mi hermano Dennis y mi nana Rosita por siempre estar presentes en cada etapa de este proceso. A Juan Diego Riofrio por apoyarme y aconsejarme en todo momento. Agradezco a mi director de tesis Juan Diego Fonseca Ph.D. por todo su apoyo, recomendaciones y guía que me ha brindado para mi proyecto de titulación. A la Universidad San Francisco de Quito en especial al Departamento de Ingeniería Química.

RESUMEN

Las pilas usadas son un desecho especial difícil de tratar y cuyos efectos al degradarse en el ambiente son de alto impacto. Una planta de tratamiento y recuperación de Zn y Mn a partir de este desecho fue diseñada, tomando en cuenta las alternativas tecnológicas disponibles actualmente. Se planteó un método mixto que combina una lixiviación alcalina y una lixiviación ácida sucesivas. Se evaluó experimentalmente el método propuesto en busca de explorar su aplicabilidad y se encontraron posibles cambios en el mismo para mejorar su eficiencia. Se dimensionó la planta con el método propuesto para cubrir los requerimientos para la ciudad de Quito. Se encontró que tanto del punto de vista tecnológico como del ambiental la planta es factible; sin embargo, se demuestra que debido a la baja recolección de las pilas usadas en esta ciudad (apenas un 5,24% de las pilas usadas son bien dispuestas) la planta tiende a estar sobredimensionada por déficit de entrada de materia prima, y no es económicamente sostenible. Para que el proyecto sea factible se recomienda aumentar este porcentaje de recolección, dar el servicio a más ciudades, o buscar políticas de estado que graven de un impuesto que pague el tratamiento en sí.

Palabras clave:

Lixiviación, electrodeposición, reciclaje de pilas, estudio de prefactibilidad

ABSTRACT

Used batteries are a special waste that is difficult to treat and whose degradation effects have a high impact on the environment. A treatment plant that can recover Zn and Mn from this kind of waste was designed, for which the technological alternatives currently available were reviewed. Taking these alternatives into account, a mixed method that combines successive alkaline leaching and acid leaching is proposed. The proposed method was evaluated experimentally in order to explore its applicability and possible changes were found in it to improve its efficiency. A plant using the method proposed was designed for the city of Quito. It was found that both from a technological and environmental points of view the plant is feasible. However it is shown that due to the low collection of used batteries in this city (5.24% of used batteries are well disposed) the plant tends to be oversized due to input deficit of raw material, and is not economically sustainable. For the project to be economically feasible, it is recommended to increase this collection percentage, provide service to more cities, or seek state policies that are subject to a tax that pays for the treatment itself.

Key words:

Lixiviation, electrodeposition, battery recycling, pre-feasibility study

TABLA DE CONTENIDO

Introducción.....	11
Marco Teórico.....	13
Antecedentes.....	13
Pilas.....	13
Pilas en el Ecuador.....	15
Disposición de pilas en el Ecuador.....	16
Justificación y objetivos de este estudio.....	17
Investigación bibliográfica de métodos actuales de recuperación de Zn y Mn para pilas alcalinas.....	19
Método de lixiviación ácida.....	19
Método de lixiviación alcalina.....	19
Método de separación líquido-líquido.....	20
Método pirometalúrgico.....	20
Comparación de los métodos de recuperación investigados.....	20
Diseño del proceso híbrido propuesto de recuperación de Zn y Mn para pilas alcalinas.....	22
Determinación experimental de los parámetros de recuperación de Zn y Mn en el proceso de recuperación híbrido propuesto.....	22
Desmontaje de la pila y recuperación de la pasta.....	23
Lixiviación y electrodeposición alcalina.....	24
Lixiviación y electrodeposición ácida.....	25
Resultados experimentales.....	25
Diseño de un proceso híbrido de recuperación de Zn y Mn a partir de pilas alcalinas desechadas para la ciudad de Quito.....	29
Balance de masa.....	32
Pretratamiento de pilas usadas.....	32
Balance de masa para la lixiviación y electrodeposición alcalina.....	33
Balance de masa para la lixiviación y la electrodeposición ácida.....	34
Balance de energía.....	36
Balance de energía para la lixiviación alcalina.....	36
Balance de energía para la lixiviación ácida.....	37
Diseño de la planta para el proceso híbrido de recuperación.....	38
Dimensionamiento de los equipos principales.....	38
Estudio de prefactibilidad económica.....	45
Egresos en la obtención de equipos.....	45

Egresos de operación mensual	47
Financiamiento del capital de trabajo	49
Conclusiones y Recomendaciones	52
Referencias Bibliográficas	54
ANEXOS	60
Anexo A. Diagramas de bloque de métodos actuales de recuperación de Zn y Mn...	61
Anexo B. Capacidad de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn	65
Anexo C. Análisis de dimensionamiento de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn.....	71

INDICE DE FIGURAS

Figura 1 Principio de funcionamiento de una pila.....	11
Figura 2 Clasificación de pilas importadas en Ecuador en el año 2000.....	12
Figura 3 Componentes de una pila alcalina.....	14
Figura 4 Hogares ecuatorianos que utilizaron pilas en 2017.....	16
Figura 5 Diagrama del proceso de la metodología experimental.....	23
Figura 6 Diagrama de bloque de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn de pilas alcalinas.....	31
Figura 7 Diagrama de bloque del pretratamiento de pilas alcalinas usadas.....	32
Figura 8 Diagrama de bloque para el tratamiento por lixiviación alcalina de la pasta tamizada.....	33
Figura 9 Diagrama de bloque para el tratamiento por lixiviación ácida de los sólidos en el medio alcalino.....	34
Figura 10 Diagrama de flujo de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn de pilas alcalinas.....	41
Figura 11 P&ID de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn de pilas alcalinas.....	43
Figura 12 Diagrama de layout de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn de pilas alcalina.....	44
Figura 13 Ganancia mensual de la planta en función de las toneladas de recolección de pilas usadas en Quito.....	51

INDICE DE TABLAS

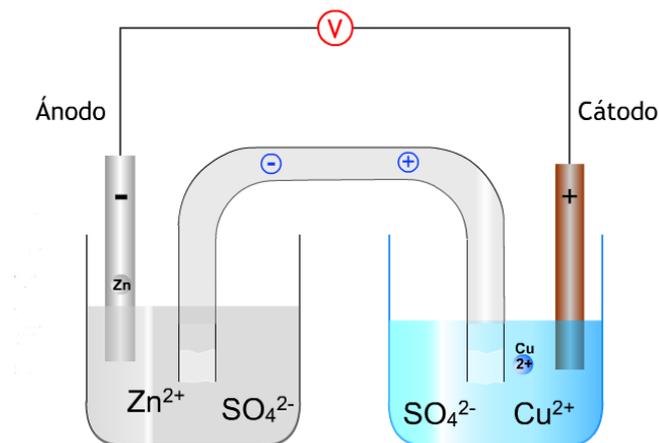
Tabla 1	Clasificación de pilas primarias y secundarias según sus características.....	13
Tabla 2	Descripción de Zn, Mn y acero recuperado.....	18
Tabla 3	Cuadro comparativo de las alternativas tecnológicas.....	21
Tabla 4	Resultados obtenidos de los procesos de lixiviación.....	26
Tabla 5	Resultados obtenidos de los procesos de electrodeposición.....	27
Tabla 6	Síntesis de recuperación experimental y bibliográfica de Zn y Mn	27
Tabla 7	Análisis de adsorción atómica de las muestras lixiviadas	29
Tabla 8	Resumen del balance de masa del pretratamiento de pilas alcalinas usadas	32
Tabla 9	Resumen del balance de masa para el tratamiento por lixiviación alcalina de la pasta tamizada.....	34
Tabla 10	Resumen del balance de masa para el tratamiento por lixiviación ácida de los sólidos no lixiviados en el medio alcalino	35
Tabla 11	Resumen de las corrientes de entrada al proceso de lixiviación alcalina	36
Tabla 12	Resumen del balance de energía para el proceso de lixiviación alcalina	37
Tabla 13	Resumen de las corrientes de entrada al proceso de lixiviación ácida	37
Tabla 14	Resumen del balance de energía para el proceso de lixiviación ácida	37
Tabla 15	Dimensiones y parámetros de los equipos de la planta de recuperación de Zn y Mn de las pilas usadas	39
Tabla 16	Nomenclatura de los equipos de la planta de recuperación.....	40
Tabla 17	Simbología de los equipos de la planta de recuperación	40
Tabla 18	Caudales y composición de corrientes de los diagramas de flujo y P&ID.....	42
Tabla 19	Costos de equipos de la planta de recuperación	45
Tabla 20	Costos de reactores de la planta de recuperación	46
Tabla 21	Factores de Lang.....	47
Tabla 22	Costos de solventes de la planta de recuperación.....	47
Tabla 23	Resumen de energía eléctrica requerida por equipo	48
Tabla 24	Resumen de salarios para los trabajadores de la planta.....	48
Tabla 25	Resumen de los ingresos por venta de productos obtenidos en la planta.....	49
Tabla 26	Resumen del balance económico para la planta de recuperación de Zn y Mn.....	49
Tabla 27	Resumen de tabla de amortización del financiamiento del capital de trabajo para la planta de recuperación de Zn y Mn (tasa anual 10.57%)	50

1. Introducción

Las pilas son dispositivos que convierten la energía química en eléctrica. El funcionamiento interno de una pila consiste en dos electrodos metálicos sumergidos en un líquido denominado electrolito por el cual se conducen los iones. Cuando los electrodos reaccionan con el electrolito, el ánodo tiende a producir electrones de oxidación mientras que el cátodo electrones de reducción, por lo que cuando los electrones sobran del ánodo pasan al cátodo mediante el conductor externo de la pila produciendo una corriente eléctrica como se puede ver en la Figura 1.

Figura 1

Principio de funcionamiento de una pila



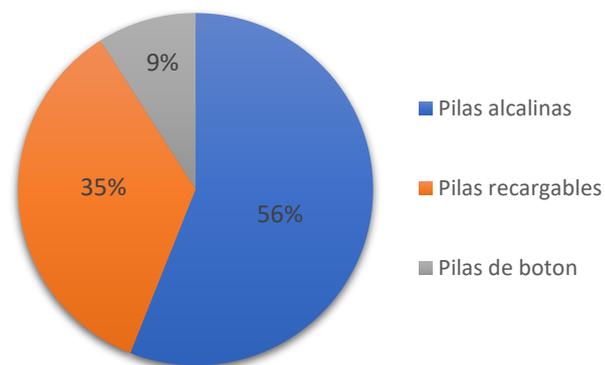
(Castañeda, 2014)

Actualmente, en el Ecuador habitan 15,737,878 millones de personas. A nivel mundial una familia promedio conformada por cuatro miembros arroja una tonelada de basura cada año, de la cual el 1% de los residuos son peligrosos; es decir alrededor de 10 kg de desechos de pilas se generan anualmente por cada grupo familiar (Mejía, 2010). La demanda de pilas y baterías es vasta y va en constante crecimiento; más de 20 billones de pilas son vendidas anualmente en las cinco más comunes presentaciones: AA, AAA, C, D y 9 voltios. La demanda de pilas en Ecuador se satisface mediante importación, en el

año 2000 el Banco Central del Ecuador importó un total de 1,957.4 t, la clasificación de pilas se observa en la Figura 2. Debido a la gran demanda de pilas y a la cantidad de desecho que produce es conveniente desarrollar un proyecto de tratamientos de desecho de pilas. Debido a la problemática que se presenta en Ecuador este estudio tiene como objetivo diseñar un proceso que permita recuperar los metales de Zn y Mn de las pilas alcalinas usadas y a su vez tratar este desecho

Figura 2

Clasificación de pilas importadas en Ecuador en el año 2000



(Mejía, 2010)

2. Marco Teórico

2.1 Antecedentes

2.1.1 Pilas

Existen dos tipos de pilas primarias y secundarias. Las pilas primarias son desechables debido a que sus componentes químicos, tienen un tiempo de vida útil, debido a que convierten la energía química generada por la reacción de sus componentes en energía eléctrica y esta no pueden recuperarse. Las pilas secundarias son recargables ya que la transformación de la energía química en energía eléctrica es un proceso reversible, se desechan en menor proporción que las pilas primarias (Castro; 2004). El mercado mundial de pilas primarias está dominado por las pilas alcalinas y las de carbón-zinc. Las pilas primarias de litio ocupan una fracción cada vez mayor en el mercado reduciendo la demanda de pilas de óxido de mercurio, dada la existencia de sustitutos tecnológicos.

Tabla 1

Clasificación de pilas primarias y secundarias según sus características

Grupo	Tecnología	Presentación Comercial	Usos
Primarias (Desechables)	Carbón-Zinc (Mn/Zn) Alcalinas (MnO ₂)	AA, AAA, C, D, 9V, 6V Botón (varios tamaños)	Radios, juguetes, aplicaciones electrónicas, relojes, controles remotos, etc.
	Óxido de mercurio (Zn/HgO) Zinc-aire (Zn/O ₂) Óxido de plata (Zn/Ag ₂ O)	Botón (varios tamaños)	Aparatos auditivos, relojes, equipos, fotográficos, sistemas de alarma, vehículos, electrónicos, etc.
	Litio (Li/FeS ₂ /MnO ₂)	AA, AAA, C, D, 9V, botón (varios tamaños)	Relojes, medidores, cámaras, calculadoras, etc.
Grupo	Tecnología	Usos	
Secundarias (Recargables)	Níquel-Cadmio	Celulares, teléfonos inalámbricos, cepillo de dientes eléctricos, computadoras portátiles	
	Níquel, Hidruro Metálico	Computadoras, teléfonos celulares, cámaras de video	

Ion Litio	Poseen alta capacidad y energía, se las puede encontrar en celulares, computadoras, cámaras de video y fotográficas
Plomo-ácido(selladas)	Juegos electrónicos
Alcalina de manganeso	Radios, lámparas y juegos electrónicos

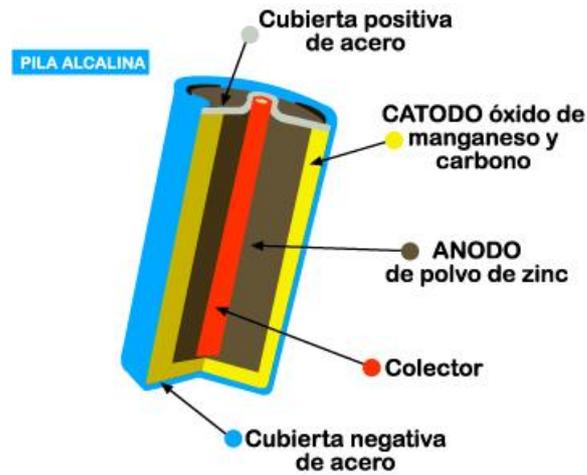
Nota. Recuperado de “La contaminación por pilas y baterías en Mexico”, por Castro, J., 2004. 11 de septiembre de 2019. Recuperado de <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=53907205>

Pilas alcalinas

Debido a su bajo costo y amplia aplicación la pila con mayor demanda en Ecuador es la pila alcalina, por lo que este estudio se enfocará en este tipo de pila. Estas son pilas húmedas que contienen electrolito líquido, a diferencia de las pilas de carbono y zinc que contienen el zinc en polvo. Las pilas alcalinas tienen un tiempo de vida útil de 2 a 3 meses dependiendo de su uso. Como se observa en la Figura 3 una pila alcalina está compuesta por un ánodo que es polvo de zinc de alta pureza, el tamaño de partícula produce mayor área durante la reacción, disminuyendo la resistencia interna de la pila generando mayor densidad de poder. El cátodo compuesto por dióxido de manganeso, el cual produce mayor densidad de energía. El electrolito es una solución concentrada de hidróxido de potasio, contiene óxido de zinc para retardar la corrosión del zinc, por lo que inhibe la disolución del ánodo de zinc y extiende la vida de la cubierta.

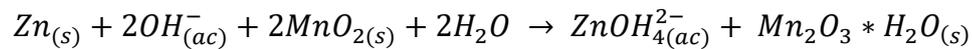
Figura 3

Componentes de una pila alcalina



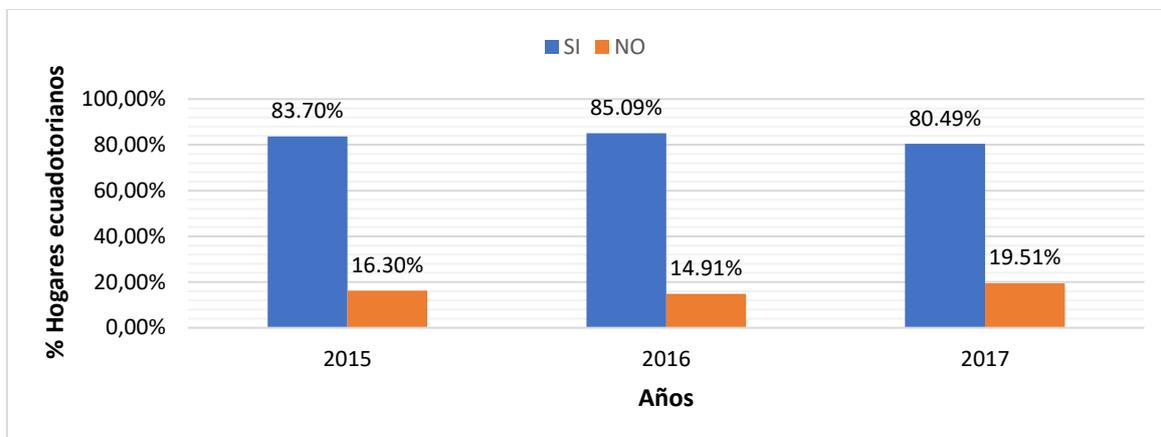
(Dawes, 2018)

El funcionamiento de la pila se da a través de la reacción química de oxidoreducción, donde el dióxido de manganeso rico en oxígeno se reduce, mientras que el zinc se oxida; de tal manera que los iones son transportados a través de un conducto alcalina (Linden, 2004). La reacción global se produce de la siguiente forma:



2.1.2 Pilas en el Ecuador

Datos recolectados por el INEC a nivel nacional (urbano y rural), provincial (incluyendo la provincia insular de Galápagos), y de zonas de planificación (Quito, Guayaquil, Cuenca, Ambato y Machala) muestran el consumo de pilas en los hogares ecuatorianos. Como se observa en la Figura 4 existe un descenso del uso de pilas del 4.6 % entre los años 2016 y 2017.

Figura 4*Hogares ecuatorianos que utilizaron pilas en 2017*

(INEC, 2017)

El 8% de los hogares ecuatorianos usan pilas recargables, mientras que el 92% utilizan pilas no recargables. Si el total de pilas que usan los hogares en el 2017 es de 14,183,773, significa que al año se están usando cerca de 10,339,941 pilas no recargables (MIAH, 2017).

2.1.3 Disposición de pilas en el Ecuador

Las pilas son dispositivos que contienen sustancias tóxicas, por lo que son consideradas desechos peligrosos y se encuentran mencionadas en el listado nacional de desechos peligrosos del Acuerdo Ministerial No. 142, 21 de diciembre del 2012 (Ministerio del Ambiente, 2012). El Plan de Gestión Integral de Pilas Usadas debe asegurar que la gestión de pilas se realice con el menor riesgo posible e impacto ambiental procurando la mayor efectividad económica, social y ambiental, en el marco de la política y las regulaciones sobre el tema.

En 2017 el INEC reportó que solo 5.24% de pilas usadas fueron llevadas a un centro de acopio o contenedor especial, lo que indica que el 94.76% restante de pilas son mal

dispuestas; de estas. el 83.76% son desechadas con el resto de la basura, 6% son enterradas o vendidas y el otro 5% son guardadas (INEC, 2017).

2.1.4 Justificación y objetivos de este estudio

La importancia de los metales a recuperar se debe a que el Ecuador exporta Zn y Mn a países como México, Cuba y Perú generando ingresos de \$16,515 por la exportación de zinc y \$31,778 por la de manganeso. Dichos productos no fáciles de adquirir en el mercado debido a su nobleza como metales y su relativa escasez como minerales en la corteza terrestre, los hace económicamente atractivos (Caballero, 2010). Estos metales se pueden encontrar en las pilas alcalinas que son una fuente de materia prima importante, pese a ser consideradas desechos peligrosos. Debido a la mala disposición de estas tienden a descomponerse mediante una serie de procesos químicos complejos, los líquidos y los gases que produce este desecho afecta la salud de las personas. Por otro lado, se sabe que contaminan alrededor de 167,000 L de agua (Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos, 2012). Al tratar estos desechos disminuirá la contaminación lo que a su vez reducirá los efectos nocivos que causan estos elementos contaminantes sobre la ciudad de Quito.

El objetivo general de este proyecto es diseñar una planta de recuperación de Zn y Mn de las pilas alcalinas usadas para la ciudad de Quito. Para poder desarrollar este proyecto, se realizará como primera parte una investigación de métodos de recuperación de zinc y manganeso para las pilas alcalinas. Luego se diseñará un método de recuperación de zinc y manganeso implementable en la ciudad de Quito, además del diseño de una planta de acopio, tratamiento de desechos de pilas, y recuperación de zinc y manganeso. Finalmente, se realizará un estudio de factibilidad económica del proceso propuesto.

Tabla 2*Descripción de Zn, Mn y acero recuperado*

Compuesto	Zinc	Manganeso	Acero
Descripción	Símbolo químico: Zn Peso atómico: 65.39 [g/mol]. Este elemento está presente en rocas y suelos, en el aire, el agua, plantas. Es un metal maleable, dúctil. Su origen mineral es la blenda, marmatita o esfalerita de zinc.	Símbolo químico: Mn Peso atómico: 54.9 [g/mol]. Es un metal duro y muy frágil. En la naturaleza no se encuentra en estado puro, sino en forma de menas (Pirolusita, rodocrosita, la manganita)	El acero es una aleación de hierro con una cantidad de carbono que puede variar entre 0.05% y 1.7% en peso de su composición.
Propiedades	Estado: sólido granulado Apariencia: Color blanco y brillante. Dureza Mohs: 2.5 Solubilidad: Insoluble en agua. Conductibilidad: Buen conductor de electricidad y calor. Altamente reactivo con ácidos y bases. Puntos de fusión y ebullición elevados. Pf = 420 [°C] Peb = 980 [°C]	Estado: sólido (escamas) Apariencia: plateado metálico Se oxida con facilidad Prácticamente insoluble en agua. No inflamable Puntos de fusión y ebullición elevados. Pf = 1,246 [°C] Peb = 2,061 [°C]	Se caracteriza por su durabilidad, resistencia a la tracción, buena conductividad térmica. Los aceros inoxidables resistentes a la corrosión. Punto de fusión: 1,535 [°C]. Punto de ebullición: 2,740 [°C].
Uso industrial	-Aleaciones (latón) -Recubrimiento contra la corrosión (galvanizar acero y hierro) -Utilizado en fungicidas agrícolas	Industria siderúrgica: fabricación de baterías secas. Fabricación de acero, aleaciones ferro-manganeso y como agente purificador. El MnO ₂ se usa como un agente desecante o catalizador en pinturas y barnices.	Industria automotriz Fabricación de herramientas, utensilios, equipos mecánicos, máquinas industriales, armamentos, barcos, etc. Industria de la construcción.
Precio	2.30 [\$/ kg]	16.70 [\$/ kg]	5.29 [\$/ kg]

Nota. Recuperado de “Separación por método hidrometalúrgico de cinc y manganeso en pilas de tipo alcalinas a los efectos de transformar estos compuestos en productos de utilización industrial”, por Caballero, N., 2010. 15 de mayo de 2019. Recuperado de http://www.aaiq.org.ar/SCongresos/docs/06_029/papers/08d/08d_1709_885.pdf

Recuperado de “Made-in-China Connecting Buyers”, por Made in China., 2019. Recuperado de <https://www.made-in-china.com>

3 Investigación bibliográfica de métodos actuales de recuperación de Zn y Mn para pilas alcalinas

Se realizó una investigación de métodos de recuperación de Zn y Mn con el fin de encontrar un método que proporcione porcentajes favorables de recuperación Zn y Mn de las pilas alcalinas.

3.1 Método de lixiviación ácida

Para este proceso las baterías usadas son cortadas y trituradas hasta obtener una pasta con un tamaño de partícula de 10 mm que se traslada por una cinta transportadora, para separación magnética. La fracción no magnética de la pasta es tamizada con una malla estándar de 1.25 mm, el material con mayor de 1.25 mm de tamaño de partícula regresa a proceso de molienda para triturarla. Finalmente se somete en un medio ácido de H_2SO_4 1.0 M y se obtiene legía cargada con Zn y Mn. El diagrama de bloque del proceso se lo muestra en el Anexo A. Se recupera el 30.07% de Mn, el 19.05% de Zn (Buzatu et al., 2012).

3.2 Método de lixiviación alcalina

El proceso es similar al de la lixiviación ácida. Las baterías usadas son cortadas y trituradas hasta obtener una pasta con un tamaño de partícula de 10 mm, es trasladada por una cinta transportadora, para separación magnética. La fracción no magnética de la pasta es tamizada con una malla estándar de 1.25 mm. El material con mayor de 1.25 mm de tamaño de partícula se volvió a procesar a la molienda. Finalmente se somete en un medio básico de NaOH 4.0 M y se obtiene un legía cargada con Zn y Mn. El diagrama de bloque del proceso se lo muestra en el Anexo A. Se obtuvo recuperaciones de 100% de Mn (Buzatu et al., 2012).

3.3 Método de separación líquido-líquido

El proceso para la recuperación de manganeso y zinc comienza con el enfriamiento e impacto de las pilas alcalinas usadas, de las partículas obtenidas se continua a un proceso de secado y molienda, dichas partículas son tamizadas y aquellas cuyo tamaño sea mayor a 15 mm son regresadas al proceso de molienda, mientras que aquellas cuyo tamaño sea menor a los 15 mm pasan a ser tratadas con ácido sulfúrico. Posteriormente, el resultante del proceso de lixiviación es filtrado para separar la parte soluble de la no soluble. Finalmente, el Mn y Zn son separados mediante el tratamiento de la parte soluble proveniente de la filtración con Cyanex 272. Anexo A. (Salgado et al., 2003).

3.4 Método pirometalúrgico

El proceso de extracción térmica de Mn y Zn comienza con la molienda de las pilas alcalinas usadas. La pasta resultante es tamizada y si las partículas superan los 3 mm son devueltas al proceso de molienda, mientras que las partículas cuyo tamaño sea inferior a los 3 mm son separadas magnéticamente y la fracción no magnética es separada por gravimetría. El resultante de la separación gravimétrica es sometido a dos tratamientos térmicos. El primero mediante el uso de aire y el segundo mediante el uso de dinitrógeno. Al finalizar los tratamientos térmicos, la solución de zinc, manganeso y dinitrógeno es diluida con una solución 1.0 M de ácido nítrico, obteniéndose finalmente lejía compuesta por zinc y manganeso, donde el porcentaje de recuperación fue de 30.1% para el Zn y 40.9% para el Mn. Anexo A, (Belardi, et al., 2012) .

3.5 Comparación de los métodos de recuperación investigados

Se realiza una comparación de los métodos investigados con el fin de evaluar el proceso más prometedor para la recuperación de ambos metales. Se puede observar que

las alternativas con menor número de operaciones unitarias son la lixiviación ácida y alcalina con 4 operaciones; mientras que la pirometalúrgica presenta 10 operaciones siendo la mayor. Mediante una evaluación rápida sobre la posible inversión en equipos (Alibaba, 2019) que implicaría cada método, esta evaluación consistió en averiguar el costo más bajo ofertado de los equipos principales necesarios para cada método y calcular el costo total mínimo en los equipos para cada uno. Esta evaluación es útil porque nos da una noción de lo costoso que puede ser cierta operación unitaria en determinado método haciéndolo económicamente obsoleto. Se obtuvo que la lixiviación ácida con separación líquido-líquido requeriría \$60,000 aproximadamente que se considera un valor alto en comparación a la inversión de la lixiviación ácida y alcalina con valores de \$9,250 aproximadamente, en el caso de la pirometalurgia se tiene un valor medio de \$23,480. Los insumos necesarios en el proceso pirometalúrgico y L-L son más y por ende su costo se elevará a diferencia de la lixiviación ácida y alcalina que únicamente necesitan un insumo principal cada una; ácido sulfúrico hidróxido de sodio. Cabe recalcar que el ácido sulfúrico tiene menor costo que el hidróxido de sodio.

Por otro lado, el costo energético se ve reflejado por los equipos a utilizar y en relación con el número de operaciones unitarias el proceso por pirometalurgia será el más elevado, seguido de la lixiviación líquido-líquido. Finalmente, en cuanto a las comparaciones de los diferentes métodos, los dos procesos que presentan menor costo energético, además de una prometedora recuperación de los metales son los procesos de lixiviación ácido y lixiviación alcalina

Tabla 3

Cuadro comparativo de las alternativas tecnológicas

	Lixiviación Ácida	Lixiviación Ácida L-L	Lixiviación Alcalina	Pirometalúrgica
Materia prima	Pilas Alcalinas	Pilas Alcalinas	Pilas Alcalinas	Pilas Alcalinas

Número de Operaciones Unitarias	4	7	4	10
Inversión de Equipos	\$ 9,250 Bajo	\$ 60,000 Alto	\$ 9,250 Bajo	\$ 23,480 Medio
Insumos	H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄ , Cyanex 272, N ₂ , escaid	Na (OH)	Aire, N ₂ , HNO ₃ , HCl, KI, Carbón activado
Eficiencia de producto recuperado	96% Zn 43% Mn	100% Zn 40% Mn	82% Zn 0% Mn	56% Zn 58% Mn
Costo de Materia	Bajo	Bajo	Bajo	Bajo
Costo de Insumos	\$ 0.2 Bajo	\$ 20.90 Alto	\$ 0.4 Alto	\$ 5.53 Medio
Costo Energético	Medio (Molienda)	Alto (Enfriamiento, molienda)	Medio (Molienda)	Alto (Horno, molienda)

Nota. Recuperado de “Alibaba”, por Alibaba., 2019. Recuperado de <https://spanish.alibaba.com/>

4 Diseño del proceso híbrido propuesto de recuperación de Zn y Mn para pilas alcalinas

4.1 Determinación experimental de los parámetros de recuperación de Zn y Mn en el proceso de recuperación híbrido propuesto

La alternativa seleccionada fue una combinación de dos métodos: lixiviación alcalina y lixiviación ácida (Buzatu et al., 2012); en el estudio de Buzatu se mencionan las recuperaciones de Zn y Mn en ambos procesos de lixiviación los cuales muestran cierta selectividad de un metal en función del solvente utilizado en el proceso.

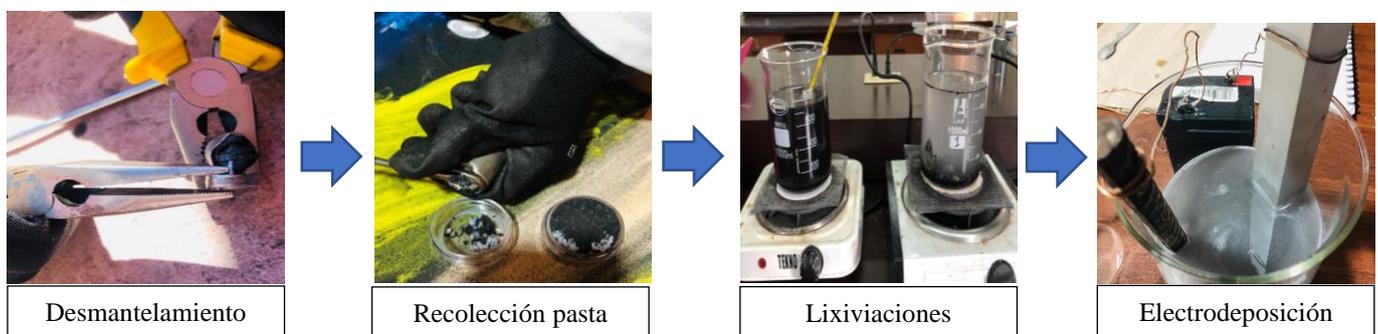
Con el método combinado se busca explorar la opción de recuperación de los metales por lixiviación selectiva debido a que cada método nos proporciona una afinidad de recuperación tanto para el Zn (Chairaksa, et al., 2016), como para el Mn. La selectividad es deseable debido a que mientras más pureza tengan los metales, mayor costo comercial van a tener; por ello este proceso selectivo es estudiado por varios autores en aplicaciones

para el tratamiento de basura tecnológica como las pilas (Xueyi Guo, et al., 2019), (Sadeghi, et al., 2017), (Kim, et al., 2017). Se comprobaría entonces la aplicabilidad del método combinado en el campo de reciclaje de pilas, siendo esta una investigación en fase exploratoria. El proceso, además, será complementado con una electrodeposición para la recuperación de los metales como se observa en la Figura 4 con el fin de obtener nuestro metal en estado sólido.

Para determinar la eficacia de recuperación de Zn y Mn en los dos procesos de lixiviación propuestos; se llevó a cabo una serie de experimentos para cuantificar la recuperación de ambos metales que involucran el desmontaje de la pila, la recuperación de la pasta, la lixiviación (tanto acida como alcalina) y electrodeposición cada uno de estos pasos se detallara a continuación Figura 5.

Figura 5

Diagrama del proceso de la metodología experimental



4.1.1 Desmontaje de la pila y recuperación de la pasta

Se realizó el pesaje de las pilas doble A (AA), continuamente se desmanteló de forma manual, procurando que la pasta interna quede expuesta para la recuperación de metales por lixiviación. Se llevó a cabo una separación y limpieza de las piezas metálicas (carcaza y piezas internas) donde se procura recuperar la mayor cantidad de pasta. Se

pesó por un lado el conjunto de todas las piezas metálicas de la pila y por otro, la pasta total recuperada.

4.1.2 Lixiviación y electrodeposición alcalina

La pasta recuperada se lleva al proceso de lixiviación en una solución de NaOH 4.0 M a 80°C con agitación magnética por 60 min. El proceso usa una proporción sólido/líquido o “S/L” de 50 g_{pasta}/L_{solución}. Al terminar la lixiviación alcalina se realiza una filtración en papel filtro (pesado) para separar el sistema pasta-lixiviado alcalino, se deja secar la pasta a 100°C por 60 minutos y se determina el peso de la pasta posterior a la primera lixiviación. Se recupera el lixiviado alcalino.

Para el proceso de electrodeposición se consideró un sistema conectado con la disposición de una pila de Daniell, dos semiceldas donde se encuentran los electrolitos (alícuotas de 100 mL del lixiviado alcalino), 2 electrodos (aluminio y hierro) sumergidos en los electrolitos y conectados entre sí por la parte superior por medio de cable de cobre conectado a su vez con una batería de 12 V y a un multímetro para el control de flujo de electrones en el sistema, finalmente un puente salino que conecta las semiceldas. El electrolito para ambas semiceldas es la solución de lixiviado cargada de Zn^{2+} y Mn^{4+} . El proceso busca entregarles electrones a estos cationes con el objetivo de que produzca la conversión a sus especies metálicas (Zn^0 y Mn^0). Previo a la electrodeposición se realiza un pesaje de los electrodos para controlar el cambio de peso por la generación de picadura de metal depositado sobre estos. Se efectuó el proceso de electrodeposición controlando que el multímetro indique un voltaje que no sea nulo, cabe recalcar que cuando el proceso recupere los metales de la solución, el flujo de electrones se detendrá por el descenso de la concentración de electrolito y el voltaje será nulo, en este punto se detendrá el proceso de electrodeposición.

Posterior a la electrodeposición se realiza una filtración del electrolito para recuperar metales depositados. Se pesan los electrodos y los metales depositados, logrando obtener el peso total de metales depositados durante el proceso.

4.1.3 Lixiviación y electrodeposición ácida

A continuación, se llevó a cabo el proceso de lixiviación ácida sobre la pasta secada en una solución de H_2SO_4 1.0 M a una temperatura de 60°C con agitación magnética por 60 min. Se mantiene en este caso la proporción L/S de 50. De igual manera, se filtra y se deja secar la pasta por 60 min a 100°C . Se pesan la pasta equivalente a los sólidos no lixiviados en ambos procesos y se recupera el lixiviado ácido.

Se pesan los electrodos para la electrodeposición del lixiviado ácido y se toman dos alícuotas de 100 mL del lixiviado ácido para utilizarlo como electrolito en el proceso. Se vuelve a considerar la disposición de una pila de Daniell realizando la electrodeposición hasta que el voltaje del multímetro marque cero. Finalmente, las muestras de lixiviados ácidos y alcalino son llevados a un estudio de absorción atómica en la Universidad Politécnica Nacional con el fin de determinar la cantidad de Zn y Mn recuperado en cada proceso. Las muestras fueron analizadas en un espectrómetro marca Perkin Elmer modelo Aanalyst 300.

4.2 Resultados experimentales

Se llevaron a cabo ocho repeticiones del ensayo descrito en la metodología. Estos resultados experimentales se realizaron para compararlos con los bibliográficos, con el fin de validar y adquirir una familiarización con el proceso; en base a los resultados obtenidos se definirá la base de cálculo para los balances de masa. Los resultados experimentales obtenidos de las lixivitaciones consecutivas, tanto alcalina como ácida, se muestran en la Tabla 4. A pesar de que la masa lixiviada es un dato importante puesto

que indica la cantidad lixiviada por ensayo, el parámetro de masa lixiviada/masa de pasta tratada contrasta el resultado con la masa inicial, se descarta la masa de la pasta tratada. La lixiviación ácida es más eficiente en cuanto a la recuperación de metales dado que recupera 0.179 ± 0.012 g lixiviados/g pasta tratada, contraste con la lixiviación alcalina que recupera apenas 0.018 ± 0.002 g lixiviados/g pasta tratada.

Tabla 4

Resultados obtenidos de los procesos de lixiviación

Ensayo	Lixiviación Alcalina		Lixiviación Ácida.	
	Masa lixiviada [g]	Masa lixiviada/masa de pasta tratada [g/g]	Masa lixiviada [g]	Masa lixiviada/masa de pasta tratada [g/g]
1	0.777	0.017	6.115	0.186
2	0.647	0.016	5.543	0.170
3	0.914	0.020	5.408	0.165
4	0.677	0.015	5.973	0.182
5	0.514	0.018	6.094	0.189
6	0.660	0.022	5.344	0.163
7	0.621	0.020	5.780	0.181
8	0.584	0.017	6.346	0.197
Promedio		0.018		0.179
Des. Están.		0.002		0.012

Los resultados del proceso de electrodeposición de los metales recuperados de cada lixiviación se muestran en la Tabla 5. Se incluyó además en esta última, la eficiencia de recuperación de metales de la electrodeposición en relación con la recuperación que tuvieron sus respectivos procesos de lixiviación. La recuperación posterior a la electrodeposición es de 0.017 ± 0.002 g depositados/g pasta tratada para el proceso alcalino y de 0.172 ± 0.013 g depositados/g pasta tratada para el proceso ácido. Finalmente, tomando en cuenta los resultados en términos de eficiencia de recuperación del proceso de electrodeposición se tiene 92.67% y 95.90% respectivamente. Este proceso muestra ser efectivo para la recuperación de los metales disueltos en los procesos de lixiviación.

Tabla 5

Resultados obtenidos de los procesos de electrodeposición

Ensayo	Lixiviación Alcalina		Lixiviación Ácida.	
	Masa depositada [g]	Masa depositada/masa de pasta tratada [g/g]	Masa depositada [g]	Masa depositada/masa de pasta tratada [g/g]
1	0.713	0.016	5.812	0.177
2	0.581	0.014	5.273	0.162
3	0.831	0.018	5.132	0.156
4	0.625	0.014	5.661	0.172
5	0.482	0.017	5.812	0.180
6	0.610	0.021	5.103	0.156
7	0.589	0.019	5.614	0.176
8	0.555	0.017	6.282	0.195
Promedio		0.017		0.172
Des. Están.		0.002		0.013
%Eficiencia		92.67		95.90

Mediante datos bibliográficos (Buzatu et al., 2012) es posible determinar la cantidad total de Mn y Zn presentes en las pilas para el flujo de producción anual 3,16 t pasta/año, obteniendo el recuperado de metales que se muestra en la Tabla 6.

Tabla 6*Síntesis de recuperación experimental y bibliográfica de Zn y Mn*

Parámetro	Mn	Zn
% Teórico en pasta*	30.07%	19.05%
Masa total en pasta	0.950 [t/año]	0.602 [t/año]
Masa total recuperada	0.216 [t/año]	0.091 [t/año]
% Recuperación experimental	22.74%	15.61%
% Recuperación teórica*	43.50%	63.00%

Nota. Recuperado de “Study concerning the recovery of zinc and manganese from spent batteries by hydrometallurgical processes”, por Bazatu, T. et al, 2012. 3 de mayo de 2019.

Recuperado de <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2012.10.005>

La recuperación experimental muestra ciertas particularidades en contraste con la bibliográfica. Por una parte, el proceso experimental recuperó un mayor porcentaje de Mn (22.74%) que de Zn (15.61%), lo contrario de lo ocurrido teóricamente; es decir, el

proceso de lixiviación híbrida promueve la extracción de Mn. Sin embargo, si el proceso de recuperación híbrido se lo implementase a gran escala, el porcentaje de recuperación experimental aumentaría debido a las recirculaciones constantes que se le va a dar a la pasta de la pila, mejorando la eficiencia de recuperación.

Por otra parte, la recuperación experimental es menor a la recuperación teórica; debido a que la lixiviación híbrida genera una ineficiencia de extracción porque lo trata primero alcalinamente y directo es pasada a la acida lo que provoca una neutralización del sistema ácido, reduciendo la capacidad para disolver los metales. Esta neutralización, genera sales que pueden producir un desplazamiento en el equilibrio de solución de las sales metálicas lixiviadas puesto que la solución estaría parcialmente saturada, restándole aún más capacidad lixivadora.

Se demostró entonces que la lixiviación alcalina produce una separación selectiva de uno de los metales (manganeso), siendo esta la razón que justifica el proceso híbrido. Sin embargo, cabe recalcar que este requiere de correcciones para mejorar su eficiencia, como por ejemplo la adición de una posible operación unitaria intermedia entre ambas lixivaciones (ácida y básica) que disminuya los efectos de la neutralización ya antes mencionados. Esta operación consistiría en el lavado con agua de los sólidos no lixiviados provenientes de la lixiviación alcalina, con el fin de remover el exceso de sosa y evitar que la misma llegue a neutralizar el ácido. Este lavado podría incorporarse fácilmente en el filtrado posterior a la lixiviación alcalina.

Los resultados obtenidos en el proceso de adsorción atómica que son llevados a cabo en una muestra de lixiviado tanto en alcalino como en ácido se muestran en la Tabla 7, en una primera aproximación, se puede confirmar que la lixiviación ácida es más efectiva en cuanto a la recuperación de metales se trata. En el caso del manganeso recupera más de 6 veces en relación con la lixiviación alcalina, mientras que para el zinc

la recuperación alcalina es prácticamente despreciable, esto confirma que la lixiviación alcalina es selectiva para la recuperación de manganeso, mientras que la lixiviación ácida recupera ambos metales. En general, para ambas lixivitaciones, la recuperación de manganeso es mayor con respecto a la recuperación de zinc.

Tabla 7

Análisis de adsorción atómica de las muestras lixiviadas

Muestra	Metal	Concentración [mg/L]
Lixiviación Alcalina	Mn	913.00
	Zn	0.04
Lixiviación Ácida	Mn	5600.00
	Zn	2700.00

4.3 Diseño de un proceso híbrido de recuperación de Zn y Mn a partir de pilas alcalinas desechadas para la ciudad de Quito

El proceso híbrido propuesto se lo muestra en la Figura 6. Esta alternativa comienza con un proceso de molienda que expone el material metálico para la separación magnética, para recuperar el acero proveniente de la cobertura de la pila y de ciertas piezas internas. A continuación, se realiza un tamizado para garantizar un tamaño de partícula reducido (1.25mm) lo cual aumenta el área de transferencia en los procesos de lixiviación, mejorando así la eficiencia de recuperación de metales, también se quiere remover posibles fragmentos metálicos que no se redujeron lo suficiente en la molienda y que por ende no se separaron. Estos dos materiales tamizados (+1.25 mm) son recirculados a la molienda para una nueva reducción de tamaño.

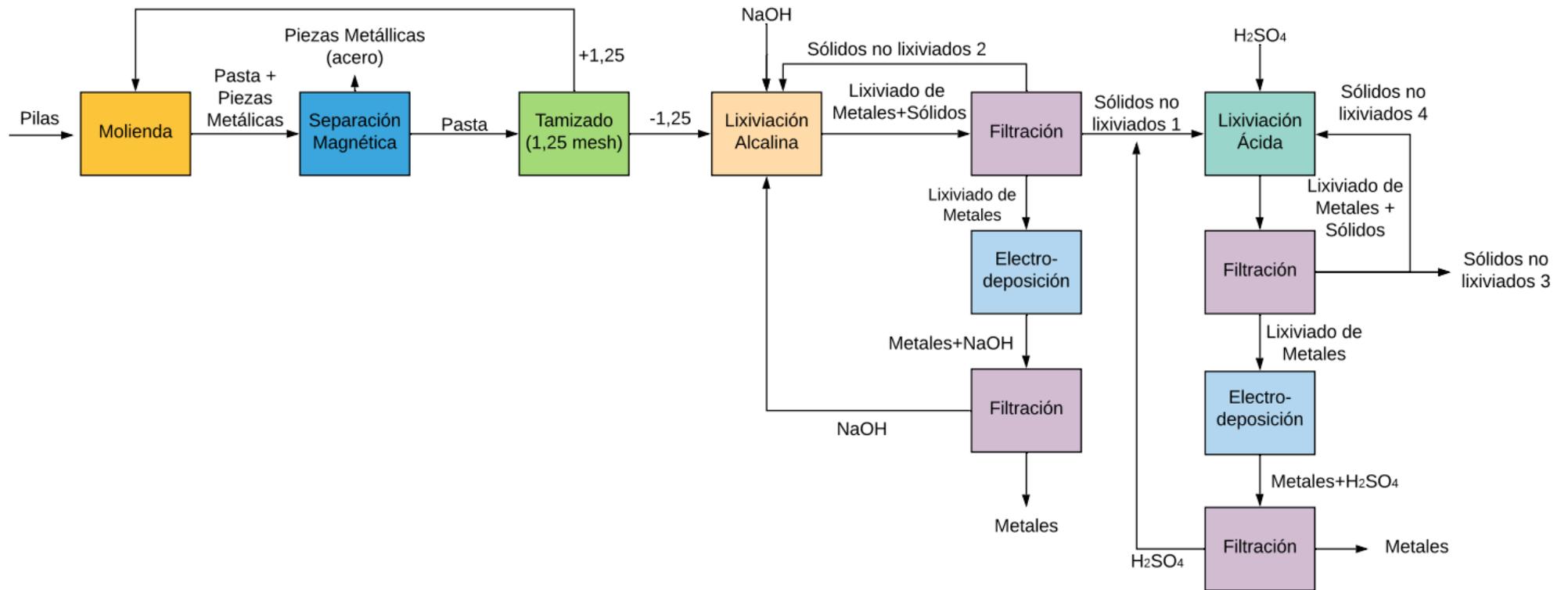
Para la lixiviación alcalina, se utiliza el material previamente tamizado (-1.25 mm) ingresándolo a un reactor que entrará en contacto con una solución de hidróxido de sodio 4.0 M. Se espera que en este proceso se lixivie parte del Zn obteniéndose un lixiviado con sólidos no lixiviados en suspensión, esta mezcla heterogénea es enviada a un proceso de

filtración donde es separada. El lixiviado filtrado de Zn es enviado al proceso de electrodeposición donde se recupera el metal por precipitación, obteniéndose nuevamente una mezcla heterogénea que es filtrada para recuperar el Zn. Se aprovecha además la solución de hidróxido de sodio recuperada la cual es recirculada al proceso de lixiviación básica.

Por otro lado, para la lixiviación ácida, se utilizan los sólidos no filtrados de la lixiviación alcalina, los cuales son enviados a un reactor que entran en contacto con la solución de ácido sulfúrico 1.0 M donde se espera que se solubilice el Mn a recuperar. De este proceso se obtiene un lixiviado de Mn con sólidos no lixiviados, estas fracciones son separadas en un proceso de filtración. Se espera que una fracción de los sólidos separados sea recirculada al inicio de los procesos de lixiviación (alcalina) mientras que el resto se los consideraría como un residuo. El lixiviado ácido es llevado al tratamiento de electrodeposición para recuperar el manganeso, el cual es separado del ácido por medio de una filtración, este ácido recuperado es recirculado al proceso de lixiviación ácida.

Figura 6

Diagrama de bloque de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn de pilas alcalinas



4.4 Balance de masa

La capacidad de la planta fue definida en el Anexo B, en función del consumo de pilas generado en Quito, además se consideró su porcentaje de recolección

4.4.1 Pretratamiento de pilas usadas

Para el balance de masa de la parte del pretratamiento, se consideró la fracción en peso de sus piezas metálicas, así como una recirculación del proceso de tamizado nula. Se la considera nula porque se efectúa por razones de seguridad, para casos hipotéticos donde la molienda no logre reducir el tamaño lo que posteriormente serán retiradas en el proceso de separación magnética, retornándolas al proceso de reducción de tamaño. Se busca garantizar además un tamaño de partícula de pasta reducido (-1.25 mesh) que aumente la eficiencia de los continuos procesos de lixiviación debido al aumento de la superficie de transferencia de masa.

Figura 7

Diagrama de bloque del pretratamiento de pilas alcalinas usadas

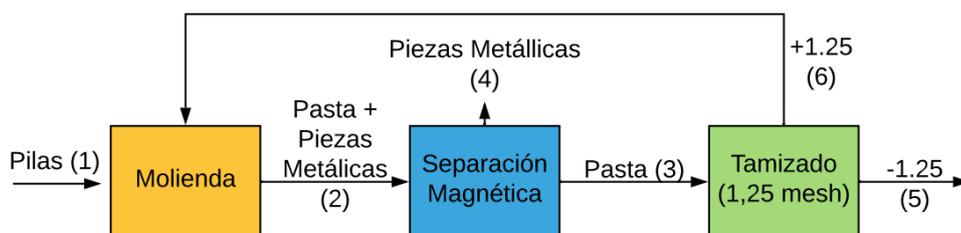


Tabla 8

Resumen del balance de masa del pretratamiento de pilas alcalinas usadas

Corriente	Flujo Masico [t/año]
(1) Pilas	5.000
(2) Pasta+ piezas metálicas	5.000
(3) Pasta	3.160
(4) Piezas metálicas	1.840
(6) 1.25+ mesh	0.000
(5) 1.25- mesh	3.160

4.4.2 Balance de masa de la lixiviación y electrodeposición alcalina

La lixiviación alcalina recibe el material tamizado como resultado de las etapas anteriores. Dentro del proceso se considera una recirculación de la solución de NaOH 4.0 M para su reutilización en nuevos procesos de lixiviación. Por otra parte, se toma en cuenta una recirculación del material no lixiviado en el proceso, en busca de remover todos los metales solubles en el medio básico con un factor de $0.5 \text{ g}_{\text{recirculados}}/\text{g}_{\text{no recirculados}}$; es decir, el 50% del material no lixiviado es reprocesado.

Figura 8

Diagrama de bloque para el tratamiento por lixiviación alcalina de la pasta tamizada

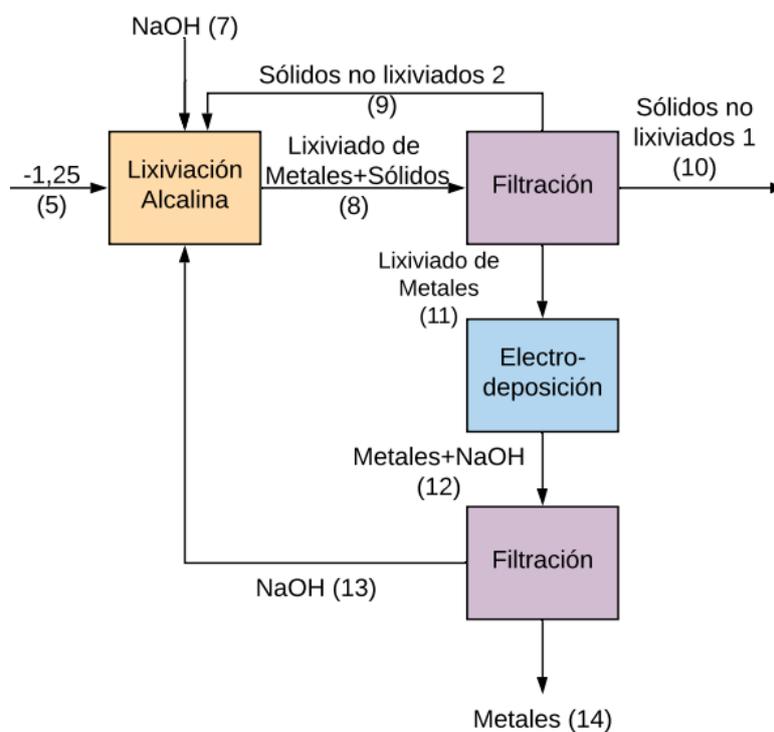


Tabla 9

Resumen del balance de masa para el tratamiento por lixiviación alcalina de la pasta tamizada

Corriente	Flujo	Unidades
(7) NaOH entrada	72.490	[t NaOH/año]
(8) Lixiviado de Metales+Sólidos	0.051	[t lixiviadas/año]
	3.109	[t no lixiviadas/año]
	72.490	[t NaOH/año]
(10) Sólidos no lixiviados 1	1.554	[t no lixiviadas/año]
(9) Sólidos no lixiviados 2	1.554	[t no lixiviado/año]
(11) Lixiviado de metales	0.051	[t lixiviadas/año]
	72.490	[t NaOH/año]
(12) Metales+NaOH	0.051	[t metales/año]
	72.490	[t NaOH/año]
(14) Metales	0.051	[t metales/año]
(13) NaOH recirculado	72.490	[t NaOH/año]

4.4.3 Balance de masa para la lixiviación y la electrodeposición ácida

Para el tratamiento con H₂SO₄ 1.0 M, se le considera una recirculación de sólidos no lixiviados del proceso con un factor de reflujo de 0.5 g recirculados/g no recirculados. Se recircula el ácido reciclado en el proceso de electrodeposición para ser aprovechado en nuevos procesos de lixiviación ácida. Además, se tomó en cuenta los resultados del estudio de adsorción atómica que indican que aproximadamente el 67% p/p de los metales recuperados en el proceso corresponden a manganeso y el 33% p/p a zinc.

Figura 9

Diagrama de bloque para el tratamiento por lixiviación ácida de los sólidos en el medio alcalino

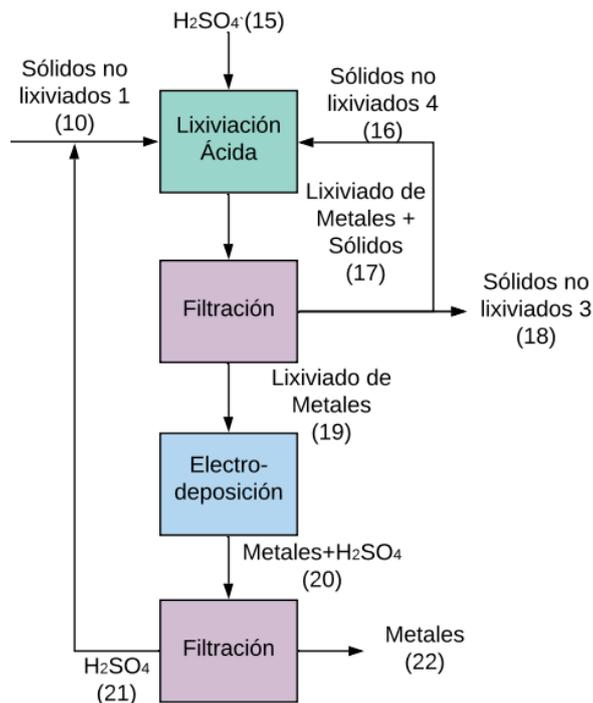


Tabla 10

Resumen del balance de masa para el tratamiento por lixiviación ácida de los sólidos no lixiviados en el medio alcalino

Corriente	Flujo	Unidades
(15) H ₂ SO ₄ entrada	31.709	[t H ₂ SO ₄ /año]
(17) Lixiviado de metales + sólidos	0.724	[t lixiviadas/año]
	31.709	[t H ₂ SO ₄ /año]
(18) Sólidos no lixiviados 3	0.830	[t no lixiviadas/año]
(16) Sólidos no lixiviados 4	0.415	[t no lixiviadas/año]
(19) Lixiviado de Metales	0.724	[t lixiviadas/año]
(20) Metales+H ₂ SO ₄	0.724	[t metales/año]
	31.709	[t H ₂ SO ₄ /año]
(21) H ₂ SO ₄ recirculado	31.709	[t H ₂ SO ₄ /año]
(22) Metales	0.724	[t metales/año]
Metales (Mn)	0.359	[t Mn/año]
Metales (Zn)	0.365	[t Zn/año]

4.5 Balance de energía

Se llevó a cabo un balance de energía para la planta de recuperación de metales de pilas usadas para determinar las operaciones unitarias que requieren energía y en qué cantidad. Procesos como la molienda, la separación magnética, tamizado y filtración requieren energía eléctrica para su operación, pero no son considerados porque se determinará posteriormente en el dimensionamiento de equipos. Los procesos que requerirán energía para llevar a cabo (despreciando la energía eléctrica que consumen los equipos) son las dos lixiviaciones. Por una parte, la lixiviación alcalina requiere operar a 80°C lo que requiere de un calentamiento de la materia, lo mismo es en la lixiviación ácida que se lleva a cabo a 60°C. Es importante mencionar que el calor por disolución tanto de la sosa cáustica como del ácido sulfúrico fueron considerados para ser aprovechados. Se consideró además el calor entregado por material que llega de la lixiviación alcalina a la lixiviación ácida, además es aprovechado para el calentamiento del material que entra a este proceso.

4.5.1 Balance de energía para la lixiviación alcalina

Tabla 11

Resumen de las corrientes de entrada al proceso de lixiviación alcalina

Corrientes	Flujo	Unidades	Temperatura de entrada [°C]
(5) -1.25	3.160	[t _{pasta} /año]	20.0
(7) NaOH	72.490	[t _{NaOH} /año]	20.0
(9) Sólidos no lixiviados 2	1.554	[t _{no lixiviadas} /año]	80.0
(8) Lixiviado Metales+Sólidos	0.051	[t _{lixiviadas} /año]	80.0
(13) NaOH recirculado	72.490	[t _{NaOH} /año]	80.0

Los materiales que requieren de calentamiento en el proceso de lixiviación alcalina son tanto el material proveniente del pretratamiento de las pilas como la solución

de NaOH. Los resultados del balance de energía para el proceso se muestran en la Tabla 12.

Tabla 12

Resumen del balance de energía para el proceso de lixiviación alcalina

Solución NaOH		
Cálculo calor generado por la disolución de NaOH	1.075E7	[kJ/año]
Temperatura final de NaOH en solución	58.29	[°C]
Calor requerido para calentar el NaOH (80°C)	5.697E6	[kJ/año]
Pasta		
Cp ponderado de pasta	27.59	[J/°C mol]
Peso molecular ponderado pasta	41.28	[g/mol]
Calor requerido para calentar la pasta (80°C)	1.267E5	[kJ/año]
Calor total requerido en el proceso	5.823E6	[kJ/año]

4.5.2 Balance de energía para la lixiviación ácida

Tomando en cuenta los datos de la Tabla 13, existen dos corrientes que requieren cambiar su temperatura, los sólidos no lixiviados en el proceso anterior y el ácido sulfúrico entrante al proceso. En el caso de los sólidos entregarán calor al sistema para aportar en el calentamiento del ácido, además se consideró el calor de solución del ácido para esta variación de temperatura. En la Tabla 14 se muestran los resultados del balance de energía para este proceso.

Tabla 13

Resumen de las corrientes de entrada al proceso de lixiviación ácida

Corrientes	Flujo	Unidades	Temperatura de entrada [°C]
(10) Sólidos no lixiviados 1	1.554	[t no lixiviadas/año]	80
(21) H ₂ SO ₄ recirculado	31.709	[t H ₂ SO ₄ /año]	60
(15) H ₂ SO ₄ entrada	31.709	[t H ₂ SO ₄ /año]	20
(17) Lixiviado de metales + sólidos	0.724	[t lixiviadas/año]	60
(16) Sólidos no lixiviados 4	0.415	[t no lixiviadas/año]	60

Tabla 14

Resumen del balance de energía para el proceso de lixiviación ácida

Solución H ₂ SO ₄		
Cálculo calor generado por la disolución de H ₂ SO ₄	2.248E6	[kJ/año]
Temperatura final de H ₂ SO ₄ en solución	37.67	[°C]
Calor requerido para calentar el H ₂ SO ₄ (60°C)	2.842E6	[kJ/año]
Calor entregado por los sólidos no lixiviados (80°C)	-8.639E5	[kJ/año]
Calor requerido en el proceso	1.978E6	[kJ/año]

5 Diseño de la planta para el proceso híbrido de recuperación propuesto

5.1 Dimensionamiento de los equipos principales

Se realizó el análisis de dimensionamiento para las operaciones de molienda, tamizado, lixiviación y electrodeposición que se muestra en la Tabla 15. Se consideraron tres factores para el dimensionamiento, el tiempo de trabajo disponible en la jornada (8 horas), el tiempo requerido para la operación unitaria más duradera del proceso, y el tipo de operación de la planta (por lotes). Se determina entonces la capacidad diaria de la planta y se calcula el número de lotes que ocupa cada equipo logrando calcular el volumen y las dimensiones de los equipos.

En el caso de operaciones como la separación magnética, el tamizado y el proceso bombeo de líquidos se toman en cuenta los caudales o flujos necesarios y ofertados en el mercado. En el caso del bombeo se considera además la potencia requerida, la cual es función de la altura máxima a la que se bombea el líquido para llenar el reactor. El cálculo de dimensionamiento se encuentra detallado en el Anexo C. En cuanto a los planos de ingeniería, se construyeron tanto el diagrama de flujo (PFD) Figura 10 y el diagrama de instrumentación (P&ID) Figura 11. En el primer caso se consideran los distintos equipos conectados entre sí por los flujos y se acompaña de una tabla de corrientes (Tabla 18). La instrumentación considerada para el siguiente diagrama es sencilla debido al nivel de operación y al tipo de operación por lotes; principalmente se controlan las temperaturas

en los lixiviadores y los niveles de líquido tanto en lixiviadores como en electrodepositadores. Para el diseño del Layout de la planta que se muestra en la Figura 12 se analizó los costos de transporte de materia prima que provendrán de la secretaria del ambiente del Distrito Metropolitano de Quito hasta la planta y los costos de transporte de los productos generados al mercado. En el noreste de Quito se encuentra un galpón de 200 m² mismo que cumple con los parámetros ya analizados, por lo que se evaluó el uso de suelos y su intersección con el SNAP (Sistema Nacional de Áreas Protegidas). El galpón cuenta con la construcción de los baños y oficina. Se considero una disposición de la planta en forma de u con dos bodegas que ocupan simétricamente el espacio lateral a la rampa. Se prevé una bodega de reactivos de mayor longitud que la bodega de productos debido a que la planta se dedica a separar y concentrar materiales, la ubicación de la planta se encuentra detallada en el Anexo C.

Tabla 15

Dimensiones y parámetros de los equipos de la planta de recuperación de Zn y Mn de las pilas usadas

Equipo	Dimensiones y parámetros
Molino	$V_{\text{molino}}=19,240.00 \text{ [cm}^3\text{]}$ $D=1.10 \text{ [m]}$ $L=0.55 \text{ [m]}$ Descarga central
Skid: Separador magnético	Flujo=20 [kg/día]
Tamiz	Flujo=12.81 [kg/día] Mesh 1.25 Tamaño orificio=1.77 [cm]
Reactor de lixiviación alcalina	$V_{\text{Reactor}}=103.680 \text{ [cm}^3\text{]}$ $D=2.56 \text{ [m]}$ $L=3.85 \text{ [m]}$
Reactor de electrodeposición (alcalino)	$V_{\text{Reactor}}=101.160 \text{ [cm}^3\text{]}$ $D=2.53 \text{ [m]}$ $L=3.80 \text{ [m]}$ $I=5.69 \text{ [A]}$
Reactor de lixiviación ácida	$V_{\text{Reactor}}=50.630 \text{ [cm}^3\text{]}$ $D=1.79 \text{ [m]}$ $L=2.69 \text{ [m]}$
Reactor de electrodeposición (ácido)	$V_{\text{Reactor}}=50.312 \text{ [cm}^3\text{]}$ $D=1.78 \text{ [m]}$ $L=2.68 \text{ [m]}$ $I=75.83 \text{ [A]}$

Tabla 16*Nomenclatura de los equipos de la planta de recuperación*

NOMENCLATURA DE EQUIPOS	
TIPO DE EQUIPO	EQUIPO
T	TANQUE
F	FILTRO-TAMIZ
P	BOMBA
SK	SKID
ED	ELECTRODEPOSITADOR
M	MOLINO

Tabla 17*Simbología de los equipos de la planta de recuperación*

SIMBOLOGÍA DE EQUIPOS	
	MOLINO
	SEPARADOR MAGNÉTICO
	TAMIZ
	TANQUE CON AGITACIÓN (LIXIVIADORES)
	ELECTRODEPOSITADOR
	FILTRO
	BOMBA

Figura 10

Diagrama de flujo de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn de pilas alcalinas

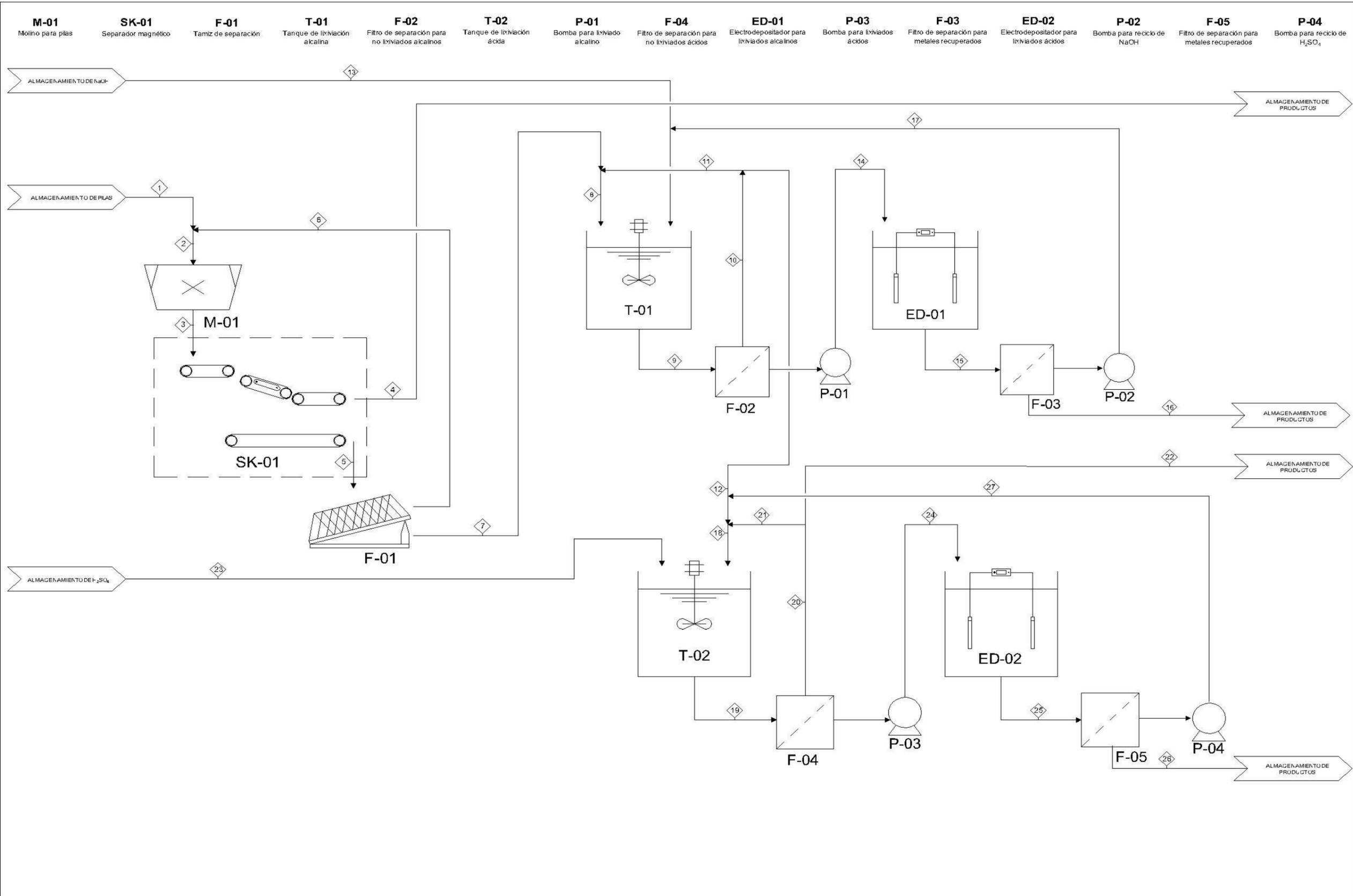


Tabla 18*Caudales y composición de corrientes de los diagramas de flujo y P&ID*

N°	Descripción	Flujo (ton/año)	Flujo de solvente [m ³ /año]	T[°C]
1	Pilas usadas	5.00	-	20
2	Pilas usadas + fracción no reducida	5.00	-	20
3	Pilas molidas	5.00	-	20
4	Piezas metálicas	1.84	-	20
5	Pasta de pila	3.16	-	20
6	Fracción no reducida (+1.25)	≈0.00	-	20
7	Pasta tamizada (-1.25)	3.16	-	20
8	Pasta tamizada + reflujo no lixiviados 2	4.73	-	20-80
9	Lixiviado alcalino + no lixiviados	3.13	63.20	80
10	Sólidos no lixiviados	3.13	-	80
11	Reflujos no lixiviados 2	1.57	-	80
12	Sólidos no lixiviados 1	1.57	-	80
13	NaOH 4M	-	63.20	20
14	Lixiviado alcalino	0.03	63.20	80
15	NaOH + Metales recuperados	0.03	63.20	80
16	Metales recuperados	0.03	-	80
17	Reflujo de NaOH [4M]	-	63.20	80
18	Sólidos no lixiviados 1 + Reflujo no lixiviados 4	2.21	-	80-60
19	Lixiviado ácido + no lixiviados	1.29	31.33	60
20	No lixiviados	1.29	-	60
21	Reflujos no lixiviados 4	0.64	-	60
22	Sólidos no lixiviados 3	0.64	-	60
23	H ₂ SO ₄ [1M]		31.33	60
24	Lixiviado ácido	0.28	31.33	60
25	H ₂ SO ₄ + Metales recuperados	0.28	31.33	60
26	Metales recuperados	0.28	-	60
27	Reflujo de H ₂ SO ₄ [1M]	-	31.33	60

Figura 11

P&ID de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn de pilas alcalinas

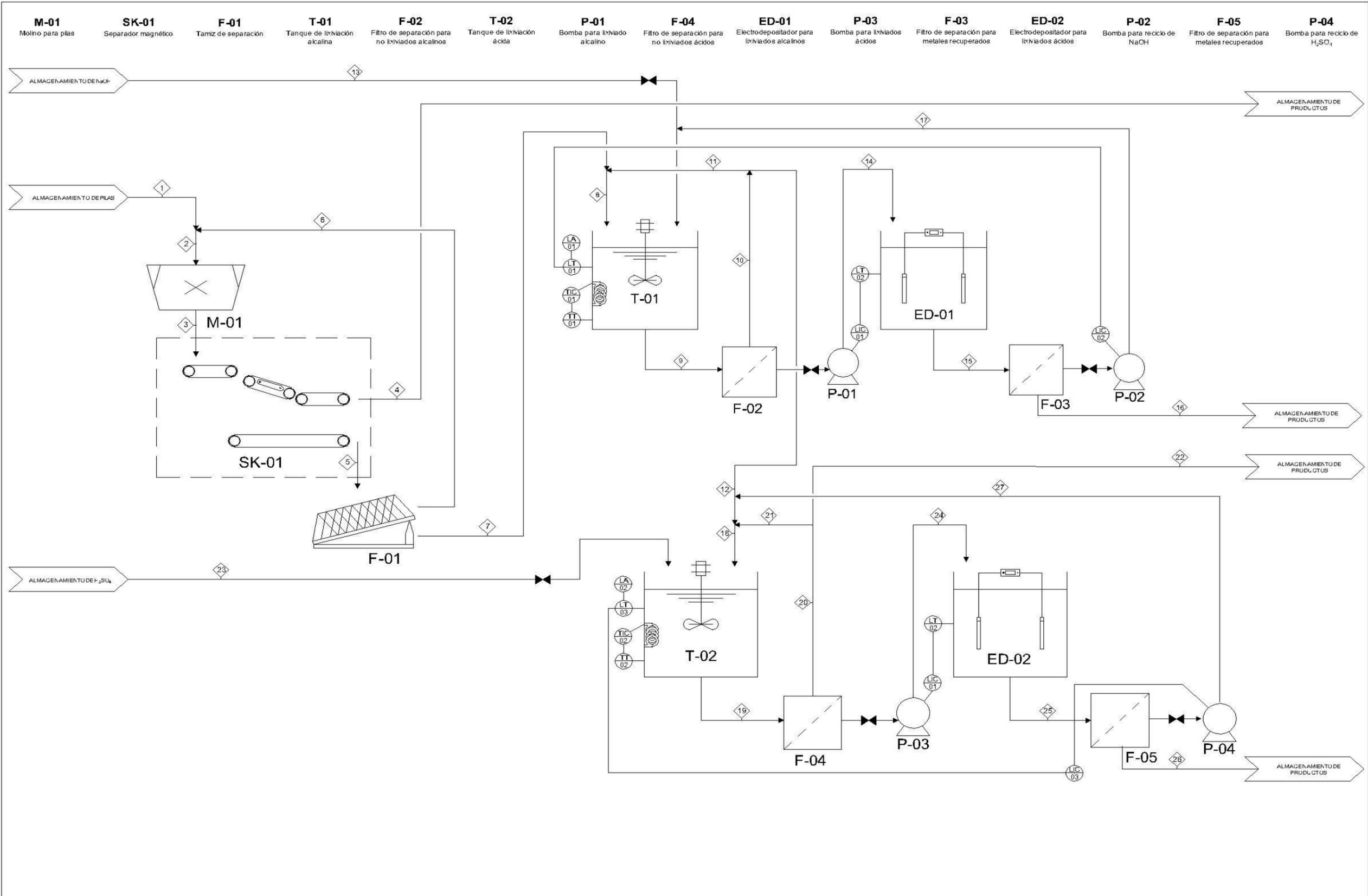
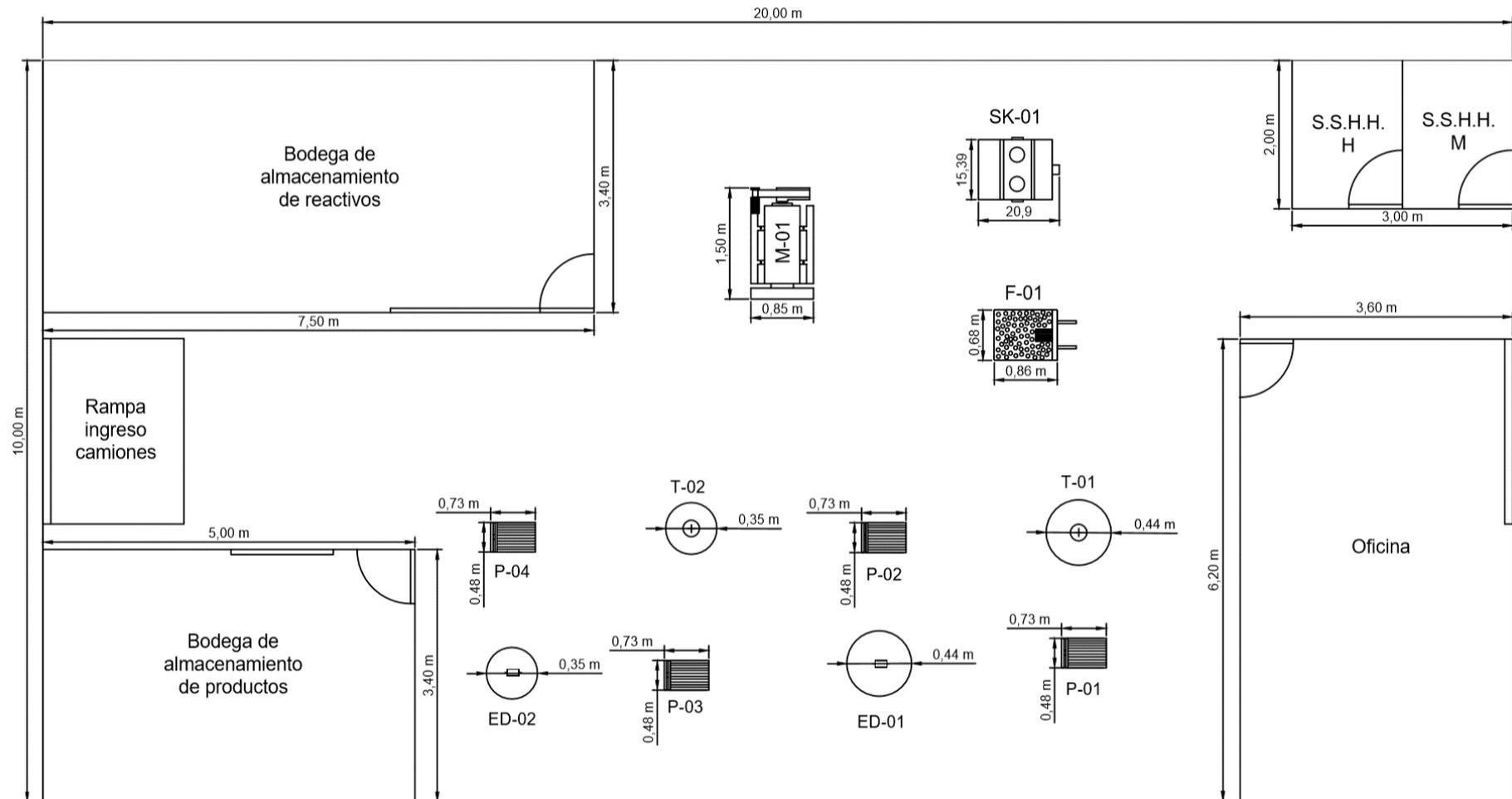


Figura 12

Diagrama de layout de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn de pilas alcalina



6 Estudio de prefactibilidad económica

6.1 Egresos en la obtención de equipos

Se realizó una búsqueda de los distintos equipos que se compran directamente en el mercado (molino, separador magnético, tamiz y bombas). A continuación, en la Tabla 19, se muestran el precio de estos.

Tabla 19

Costos de equipos de la planta de recuperación

Egresos implementación	Costo (\$)	Parámetro de diseño	Parámetro ofertado
Molino	699.00	6.67 [kg] D=0.23 L=0.46	15 [kg] D=0.46 L=0.60
Separador magnético	300.00	1.26 [L/h]	25 [L/h]
Tamiz	171.00	4.27 [kg/día]	Tamiz más pequeño
4 Bombas	400.00	0.518 [m ³ /h]	15 [m ³ /h]
Total	1,570.00		

Nota. Recuperado de “Alibaba”, por Alibaba., 2019. Recuperado de <https://spanish.alibaba.com/>

Por otra parte, se determinó el costo (material y construcción) para los distintos tanques que se utilizan en la planta (lixiviador alcalino, electrodepositador alcalino, lixiviador ácido y electrodeposición alcalino). Se muestra a continuación las ecuaciones para el cálculo de los tanques (Ec. 1, 2, 3, 4 y 5). Se considera espesor de las placas de acero A36 (estándar para reactores sin presión interna) de ¾ pulg. Se muestran en la Tabla 20 los costos para de los tanques. El uso de acero al carbono en aplicaciones con ácido sulfúrico es aceptado (incluso cuando este se encuentra concentrado) debido a la formación de una capa superficial de sulfato que protege a la aleación de la corrosión. Esta capa es sensible a flujos turbulentos, sin embargo, como la operación se da por lotes no se espera este inconveniente (Universidad de Alicante, 2000).

$$A_{\text{superficial reactor}} = \pi DL + 2\pi \frac{D^2}{4} \quad \text{Ec.1}$$

$$V_{material} = (A_{superficial\ reactor})(espesor) \quad \text{Ec.2}$$

$$Peso_{material} = (V_{placas})(d_{A36}) \quad \text{Ec.3}$$

$$Costo_{material} = (peso_{material})(1.1 \frac{\$}{kg}) \quad \text{Ec.4}$$

$$Costo_{reactor} = (Costo_{material})(1.5) \quad \text{Ec.5}$$

Tabla 20

Costos de reactores de la planta de recuperación

Reactor	Costo total [\\$]
Lixiviador alcalino	303.95
Electrodepositador alcalino	300.53
Lixiviador ácido	191,52
Electrodepositador ácido	188.80
Total	984.80

Se determina entonces el ISBL (Inside Battery Limits) son el costo de adquirir e instalar todo el equipo de proceso. Se realiza el cálculo para la planta por medio de una estimación por el método factorial utilizando factores de Lang. Estos factores brindan una aproximación general de los gastos relacionados con la instalación y puesta en marcha de la planta. Existen otros factores más específicos que toman en cuenta más parámetros como el tipo de equipos o las instalaciones. Tomando en cuenta que se está realizando un análisis de prefactibilidad económica se selecciona los factores de Lang para la aproximación. La Ec.6 muestra la equivalencia del ISBL en función del costo total de los equipos de la planta.

$$ISBL = F_{Lang}(Costo\ total\ equipos) \quad \text{Ec. 6}$$

$$Costo\ total\ equipos = Costo\ equipos\ comprados + Costo\ reactores$$

$$ISBL = 3.63 * (\$1,570.00 + \$984.80)$$

$$ISBL = \$9,271.02$$

Tabla 21*Factores de Lang*

Tipo de procesamiento	Factor de Lang
Sólido	3.10
Líquido	4.74
Sólido-Líquido	3.63

6.2 Egresos de operación mensual

Insumos

Debido a la naturaleza de la planta, los principales insumos en los que se puede incurrir en gastos son los solventes para las lixiviaciones. Se estima el costo de los solventes para la lixiviación (Ec.7 y 8). Anualmente se utilizan 63.2 m³/año de NaOH, 4.0 M y 31.09 m³/año de H₂SO₄, 1M.

$$63.20 \frac{m^3}{año} \times \frac{1,000 L}{m^3} \times \frac{4 mol}{L} \times \frac{40 g}{mol} \times \frac{1 Kg}{1,000 g} = 10,112.00 kg NaOH \quad Ec.7$$

$$31.09 \frac{m^3}{año} \times \frac{1,000 L}{m^3} \times \frac{1 mol}{L} \times \frac{98.08 g}{mol} \times \frac{100 g}{98 g} \times \frac{1 mL}{1.84 g} \times \frac{1 L}{1,000 mL} = 1,691.05 L H_2SO_4 \quad Ec.8$$

Tabla 22*Costos de solventes de la planta de recuperación*

Solvente	Costo anual [\$]	Costo mensual [\$]
NaOH	2,022.40	168.53
H ₂ SO ₄	622.31	51.86

Nota. Recuperado de “Alibaba”, por Alibaba., 2019. Recuperado de

<https://spanish.alibaba.com/>

Energía eléctrica

Se determina la energía eléctrica total que se requieren en los distintos procesos (Tabla 23). Tomando en cuenta el precio actual de la energía eléctrica se puede determinar su costo mensual (\$51.78), a este valor se le agrega un 20% por otros usos en la planta (\$62.14), en los cuales se incluirían bombas, molino y uso de dispositivos de control.

Cabe recalcar que las bombas solo se encienden para que los lotes circulen por los tanques, es decir no tienen una operación constante. Algo similar ocurre para el caso del molino.

Tabla 23

Resumen de energía eléctrica requerida por equipo

Proceso	Energía kJ/año
Lixiviación alcalina	5.82E6
Electrodeposición alcalina	1.17E8
Lixiviación ácida	1.98E6
Electrodeposición ácida	1.56E9
Total	1.68E9 [kJ/año] = 54.17 [kW]

Salarios

Se toma en cuenta dos operarios en la planta, los cuales estarán distribuidos en dos sectores. Uno en el pretratamiento de la pila (molienda, separación magnética y tamizado) y otro en las lixiviaciones y electrodeposiciones acida y alcalina. Debido a la operación por lotes de 3 h y a que cada operario tiene a cargo entre 3 o 4 equipos, se hará cargo alrededor de una hora por equipo.

Tabla 24

Resumen de salarios para los trabajadores de la planta

Cargo	Salario
Gerente	\$ 600
2 Operarios	\$ 800
Total	\$ 1,400

Nota. Recuperado de “Tabla sectorial 2019”, por Ministerio del Trabajo, 2019. 8 de septiembre de 2019. Recuperado de <http://www.ecuadorlegalonline.com/>

Ingresos

Los ingresos que tendrá la planta de recuperación de pilas alcalinas provendrán de la producción de los cuatro productos principales que genera la planta, los cuales son acero, zinc, manganeso y carbón. En la Tabla 25, se muestran los flujos de productos obtenidos en la planta, los precios actuales de estos en el mercado y los ingresos que se generarían.

Tabla 25

Resumen de los ingresos por venta de productos obtenidos en la planta

Productos	Flujo [ton/año]	Precio [\$/t]	Ingreso [\$/año]	Ingreso [\$/mes]
Acero	1.84	2,800.00	5,152.00	429.33
Carbón	2.38	61.00	145.18	12.10
Manganeso	0.41	2,100.00	861.00	71.75
Zinc	0.37	1,649.00	610.13	50.84
		Total	6,768.31	564.03

Tabla 26

Resumen del balance económico para la planta de recuperación de Zn y Mn

Concepto	Flujo de efectivo (\$/mes)
	Implementación
ISBL	-9,271.02
	Mensual
Ingresos	+564.03
Insumos	-220.9
Energía eléctrica	-62.14
Salarios	-1,400.00
Arriendo	-700.00
Cuota mensual (amortización de financiamiento)	-271.30
Total Mensual	-2,089.80
Capital de trabajo (ISBL+Gasto mensual)	11,653.55

6.3 Financiamiento del capital de trabajo

El capital de trabajo es el flujo de efectivo que sostiene la implementación de la planta y la operación por un determinado tiempo inicial. El capital de trabajo es definido para cubrir la necesidad de efectivo antes de que los productos de la planta generen un retorno. Se toma en cuenta una tasa anual del 10.57% (interés productivo PYMES BCE, 2019) para financiar el capital de trabajo (\$11,653.55) para un período de 5 años donde

la cuota fija mensual determinada resulta ser de \$271.30. Un resumen de la tabla de amortización se muestra en la Tabla 27.

Tabla 27

Resumen de tabla de amortización del financiamiento del capital de trabajo para la planta de recuperación de Zn y Mn (tasa anual 10.57%)

Mes	Saldo capital	Interés	Capital cancelado	Cuota
0	1,2601.73	111.00	160.30	271.30
12	1,0582.18	93.21	178.09	271.30
24	8,338.52	73,45	197.85	271.30
36	5,845.86	51.49	219.81	271.30
48	3,076.59	27.10	244.20	271.30
60	0.00	0.00	271.30	271.30

Es interesante determinar el porcentaje de recolección de pilas que convertiría a la planta en un proceso rentable. Se asume entonces que tanto los salarios como el arriendo y energía eléctrica permanecen constantes (costos de producción fijos), mientras que el resto de los gastos mensuales se multiplican proporcionalmente al incremento del porcentaje de recolección (costos de producción variables). Se puede realizar una gráfica de la ganancia mensual en función del porcentaje de recolección (Figura 13).

Figura 13

Ganancia mensual de la planta en función de las toneladas de recolección de pilas usadas en Quito



Tomando como base la ecuación obtenida en la Figura 13 (Ec. 9) es posible determinar el porcentaje de recolección para que la planta tenga una ganancia mensual de \$0, puesto que a partir de este porcentaje en adelante esta será rentable. Esto tomando en cuenta que después del quinto año se deja de pagar la cuota mensual por financiamiento de la planta por lo que existirían \$271.30 de utilidad mensual.

$$Ganancia Mensual = 65.58 (\% recolección) - 2,433.4 \quad \text{Ec. 9}$$

$$Si Ganancia Mensual = 0 \rightarrow \% recolección = 37.11\%$$

7 Conclusiones y Recomendaciones

Conclusiones

Los métodos explorados para la recuperación de metales de pilas usadas fueron: por lixiviación ácida y lixiviación alcalina (Buzatu et al,2012), lixiviación ácida con separación líquido-líquido con Cianex 272 (Salgado et al, 2003) y el método pirometalúrgico (Belardi et al, 2012); después de una selección de las distintas alternativas tecnológicas los procesos más factibles de aplicación son los propuestos por Buzatu, 2012. Se propuso un proceso híbrido que pone en marcha los dos métodos propuestos por Buzatu, 2012, esto para procurar una mejor eficiencia de recuperación y una recuperación selectiva de los metales. El proceso híbrido muestra tener cierta selectividad en la recuperación de los metales, por lo que sería económicamente beneficioso; sin embargo, requiere de un lavado intermedio que evite el contacto del medio alcalino con el medio ácido.

Desde el punto de vista técnico, la planta de recuperación de Zn y Mn de pilas usadas por un método híbrido (lixiviación alcalina y ácida) es una propuesta factible, debido a que se recupera cerca del 100% del material contenido en la pila es decir pasta y carcasa. Por otro lado, desde el punto de vista ambiental se retira un desecho peligroso y se lo trata lográndose cumplir con un proceso de reciclaje (parte de la regla ambiental de las 3R).

Desde el punto de vista económico, las ganancias se ven diezmadas debido a la reducida producción de la planta; al ser una planta pequeña y no existir equipos de las dimensiones requeridas la misma se encuentra sobredimensionada, lo que a la larga generaría una subutilización de la misma. Es decir, la planta puede tratar mayor cantidad de material, pero la recolección de pilas no es la suficiente. La planta para recuperar metales de las pilas en Quito no es factible en las condiciones actuales.

Recomendaciones

Se sugiere buscar estrategias de recolección de pilas que permitirán incrementar la capacidad de la planta, debido a que el pequeño porcentaje de recolección de baterías que se tiene en el país es apenas el 5.24% (285,714 pilas AA) de las baterías son bien dispuestas-INEC, 2017, si este porcentaje llegase al 37.11% (2,023,446 pilas AA) la factibilidad económica empezaría a garantizarse.

Por otro lado, se sugiere expandir la recolección de las pilas en otras ciudades no solo en la capital, además como objetivo a largo plazo se podría planear estrategias de importación este tipo de desecho especial que provengan de otros países.

Desde el punto de vista de las autoridades, se podría establecer un impuesto a las pilas para incentivar la recolección, reducir su uso y utilizar este dinero para volver más rentable a este tipo de emprendimientos.

Es factible adicionar un proceso de lavado de la pasta de las pilas, luego de la primera filtración proveniente de la lixiviación alcalina con el fin de remover el exceso de hidróxido de sodio evitando generar una neutralización en la lixiviación ácida.

Referencias Bibliográficas

- Buzatu, T., Popescu, G., Birloaga, I., & Sa, S. (2012). *Study concerning the recovery of zinc and manganese from spent batteries by hydrometallurgical processes. ELSEVIER* (33), 699-705. Recuperado el 3 de mayo de 2019 de <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2012.10.005>
- Salgado, A. L., Veloso, A. M. O., Pereira, D. D., Gontijo, G. S., Salum, A., & Mansur, M. B. (2003). *ELSEVIER. Recovery of zinc and manganese from spent alkaline batteries by liquid – liquid extraction with Cyanex 272, 115, 367-373. ELSEVIER* (115), 367-373. Recuperado el 3 de mayo 2019 de [https://doi.org/10.1016/S0378-7753\(03\)00025-9](https://doi.org/10.1016/S0378-7753(03)00025-9)
- Smith, J., Ness, H. V., & Abbott, M. (2014). *Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química*. Madrid: McGraw-Hill.
- Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Oxford: ELSEVIER.
- Sinnott, R., & Towler, G. (2012). *Chemical Engineering Design*. Oxford: ELSEVIER.
- Ortuño, A. (2014). *Introducción a la Química Industrial*. Barcelona: Reverte.
- Ministerio del Trabajo. (2019). *Tabla sectorial 2019- Ministerio del Trabajo*. Recuperado el 8 de septiembre de 2019 de <http://www.ecuadorlegalonline.com/>
- Julve, E. (2000). *Electrodeposición de Metales*. Barcelona: Reverté.
- McCabe, W., Smith, J., & Harriott, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. Mexico: Mc Graw Hill.
- MAE. (2013). *Ministerio del Ambiente. Gestión Integral de pilas usadas*. <http://www.ambiente.gob.ec/gestion-integral-de-pilas-usadas/>.

- Caballero, N. (2010). *Separación por método hidrometalúrgico de cinc y manganeso en pilas de tipo alcalinas a los efectos de transformar estos compuestos en productos de utilización industrial*. Recuperado el 15 de Mayo de 2019 de http://www.aaq.org.ar/SCongresos/docs/06_029/papers/08d/08d_1709_885.pdf
- Felder, R., & Rousseau, R. (2004). *Principios elementales de los procesos químicos*. Mexico: Limusa Wiley.
- Fogler, S. (2001). *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas*. Mexico: Prentice Hall.
- Castañeda, J. (2014). *Pila Daniell*. Recuperado el 15 de octubre de 2019 de <http://www3.gobiernodecanarias.org/medusa/ecoescuela/recursosdigitales/2014/12/14/pila-daniell/>
- Belardi, G., Lavecchia, R., Medici, F., & Piga, L. (2012). *Thermal treatment for recovery of manganese and zinc from zinc – carbon and alkaline spent batteries*. *Waste Management*, 32(10), 1945-1951. *ELSEVIER* (33),1945-1951. Recuperado el 20 de Mayo de 2019 de <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2012.05.008>
- Mejía, A. 2010. *Diseño de una metodología para el tratamiento de baterías domesticas desechadas, en calidad de residuos peligrosos*. *ELSEVIER*. Recuperado el 16 de Mayo 2019 de <http://dspace.udla.edu.ec/bitstream/33000/2087/1/UDLA-EC-TIAM-2010-12.pdf>.
- Ministerio del Ambiente (2012). *Acuerdo Ministerial no. 142, suplemento*. www.quitoambiente.gob.ec/.../15-marco-normativo
- Coulson, & Richardson. (1999). *Chemical Engineering, Particle Technology and Separation Processes*. Madrid: ELSEVIER.

- Domic, E. (2001). *Hidrometalurgia*. Chile: McHill
- Hopp, V. (1984). *Fundamentos de Tecnología Química*. España: Editorial Reverté.
- De Juan D., Ylehman, R. (1985). *Recuperación del cinc soluble de los residuos de lixiviación de la hidrometalurgia del cinc mediante la extracción por disolventes orgánicos*. 6a Asamb. Gral. del CENIM. Madrid, .
- Himmelblau, D. (1997). *Principios Basicos y Calculos en Ingenieria Química 6a. Ed.* Mexico: Prentice Hall.
- Universidad de Alicante, 2000. Corrosión en la Industria Química. Recuperado el 3 de diciembre de 2019 de <https://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/8237/1/CorrTema11.pdf>
- De Juan, D., Selk, A. (1989). *Zinc recovery by solvent extraction. Proc. Intem. Symp. on Productivity and Technology in the Metallurgical Industries*. Minerals, Metals & Materials Soc. Colonia (RFA)
- Alibaba. (2019). *Alibaba*. Recuperado de <https://spanish.alibaba.com/>
- Jiménez, a. (2003). *Diseño de procesos en Ingeniería Química*. Mexico: Reverté S.A.
- Mihelcic, J., & Beth, J. (2012). *Ingeniería Ambiental, Fundamentos, Sustentabilidad y Diseño*. Mexico: Alfaomega.
- Couper, James R.; Penney, Roy W.; Fair, James R.; Walas, Stanley. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection and Design; 3ra edición*. Amsterdam: Butterworth-Heinemann
- Sinnot, R. (1993). *Chemical Engineering*. Oxford: Pergamon Press.

- Ministerio del Ambiente. (2012). *Normativa Marco Legal*. Recuperado el 11 de Mayo de 2019 de http://www.ambiente.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2012/09/constitucion_de_bolsillo_final.pdf
- Perry, R.; Green, .W. (2008); *Perry's Chemical Engineers' Handbook*; 8va edición. New York: McGraw-Hill
- Muñoz, E., & Grau, M. (2013). *Ingeniería Química*. Madrid: UNED.
- Dawes, C. *Electricidad Industrial*. Barcelona. Reverté S.A., Pág. 59
- Peters, Max S.; Timmerhaus, Klaus D. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers; 4ta edición*. Madrid: McGraw-Hill.
- Camposano, M.; Fierro C.; Hunter, V. (2000). *Análisis, investigación y estrategias aplicables al mercado de las pilas alcalinas en Guayaquil y Quito*. Escuela Superior Politécnica de Litoral.
- INEC. (2017). *Módulo de Información Ambiental en Hogares*. Instituto nacional de estadística y censos. Recuperado el 6 de Mayo de 2019 de https://www.ecuadorencifras.gob.ec/documentos/web-inec/Encuestas_Ambientales/Hogares/Hogares_2017/DOC_TEC_MOD_AMBIENTAL_ENEMDU%202017.pdf
- Castro, J; Días, M. (2004). *La contaminación por pilas y baterías en México*. *Gaceta Ecológica* (72), 53-74. Recuperado el 11 de septiembre de 2019 de <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=53907205>
- Formica, L.; Areste, M.; Bonino, J.; Cagnassi, L.; Diani, V.; Ibarra, J.; Mathey, Z.; Tempone, L.; Vidal, T. (2000). *Separación por método hidrometalúrgico de zinc y manganeso en pilas de tipo alcalinas a los efectos de transformar estos*

compuestos en productos de utilización industrial. Recuperado el 12 de noviembre de 2019 de http://www.aaig.org.ar/SCongresos/docs/06_029/papers/08d/08d_1709_885.pdf

Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos. (2012). *A Citizen's Guide to Solidification and Stabilization*. (Artículo, Estados Unidos). Recuperado el 25 de octubre de https://cluin.org/download/Citizens/a_citizens_guide_to_solidification_and_stabilization.pdf

Linden, D. y Reddy, T. B. (2004). *Handbook of Batteries*. Estados Unidos: McGrawHill

Made in China (2019). *Made-in-China Connecting Buyers with Chinese Suppliers*. Recuperado de <https://www.made-in-china.com>

Martínez, J. (2005). *Guía para la gestión integral de residuos peligrosos*. Recuperado el 27 de agosto de 2019 de http://www.cempre.org.uy/docs/biblioteca/guia_para_la_gestion_integral_residuos/gestion_respel01_fundamentos.pdf

Moscardini, E., Furlani, G., Pagnanelli, F., Ferella, F., De Michelis, I., Veglio, F., Beolchini, F., Toro L. (2008). *Process for the treatment of alkaline spent batteries*. Recuperado el 14 de septiembre de 2019 de: <file:///C:/Users/Advance/Downloads/Processforthetreatmentofalkalinespentbatteries.pdf>

García, D.; Ochoa C. (2018). *Recuperación de hidróxido de zinc, sulfuro de manganeso y óxido de plata a partir de pilas (alcalinas D-2, ácidas AAA, y pilas de botón)*. Recuperado el 12 de noviembre de 2019 de

<http://repositorio.unsa.edu.pe/bitstream/handle/UNSA/9338/QUgapadm%26occi el.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Sadeghi, M.; Vanpeterghem, G.; Neto, I.; Soares, H. (2017). Selective leaching of Zn from spent alkaline batteries using environmentally friendly approaches. *ELSEVIER*, 12(60), 696-705. Recuperado el 14 de Agosto de 2019 de <http://dx.doi.org/10.1016/j.hydromet.2015.11.009>

Chairaksa-Fujimoto, R.; Maruyama, K.; Miki, T.; Tetsuya, N. (2016). The selective alkaline leaching of zinc oxide from Electric Arc Furnace dust pre-treated with calcium oxide. *ELSEVIER*, 11(159), 120-125. Recuperado el 14 de julio de 2019 de <http://dx.doi.org/10.1016/j.hydromet.2015.11.009>

Kim, E.; Horckmans, L.; Spooren, J.; Vrancken, K.; Quaghebeur, M.; Bross, K. (2017). Selective leaching of Pb, Cu, Ni and Zn from secondary lead smelting residues. *ELSEVIER*, 2(169), 372381. Recuperado el 15 de Agosto de 2019 de <http://dx.doi.org/10.1016/j.hydromet.2017.02.027>

Xueyi Guo; Hong Qin; Qinghua Tian; Dong Li. (2019). Recovery of metals from waste printed circuit boards by selective leaching combined with cyclone electrowinning process. *ELSEVIER*. Article in process. Recuperado el 23 de octubre de 2019 de <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2019.121355>

ANEXOS

Anexo A. Diagramas de bloque de métodos actuales de recuperación de Zn y Mn

Figura A1

Diagrama de bloque del proceso de lixiviación ácida

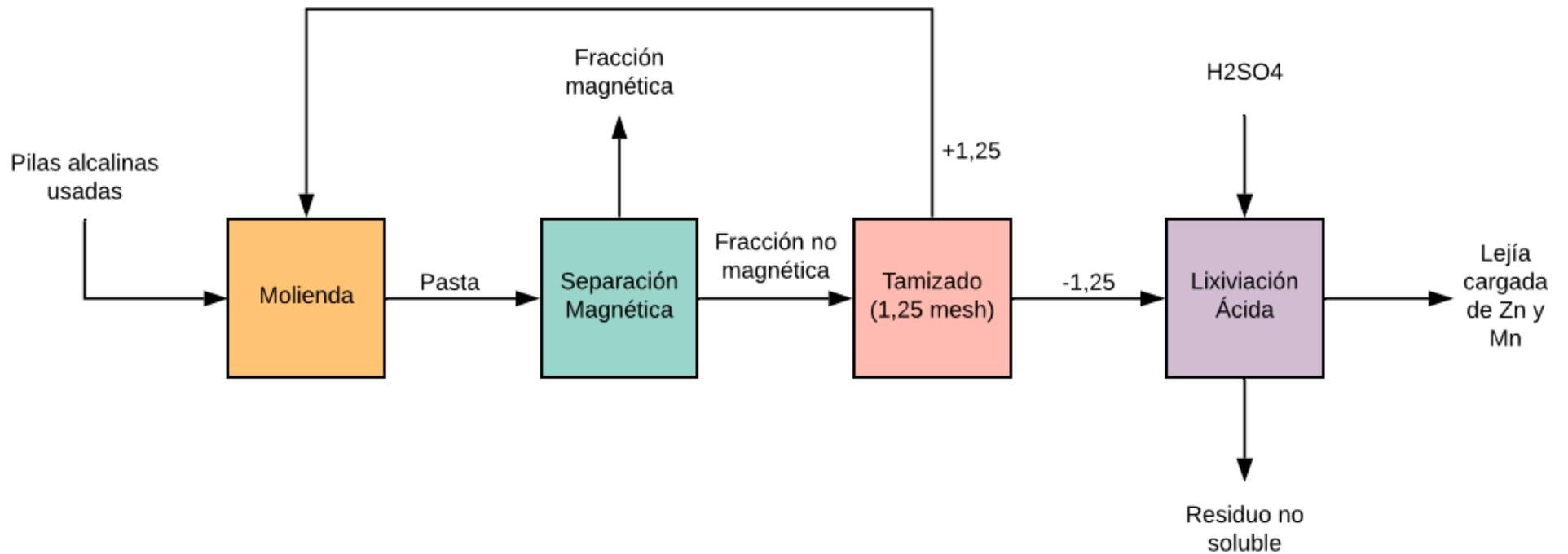


Figura A2

Diagrama de bloque del proceso de lixiviación alcalina

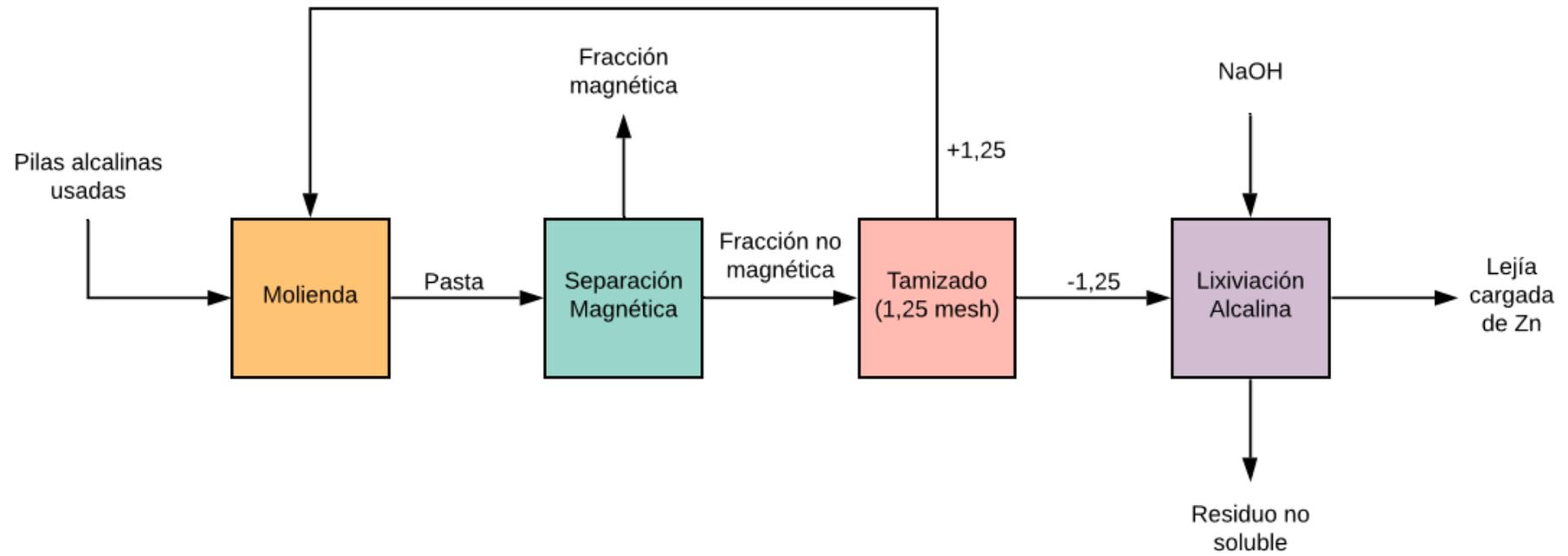


Figura A3

Diagrama de bloque del proceso de lixiviación ácida L-L

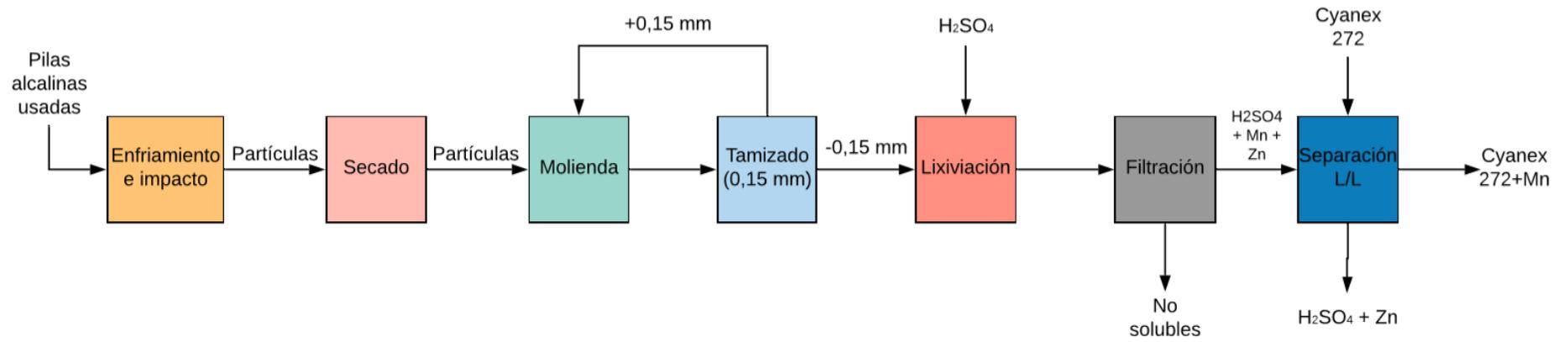
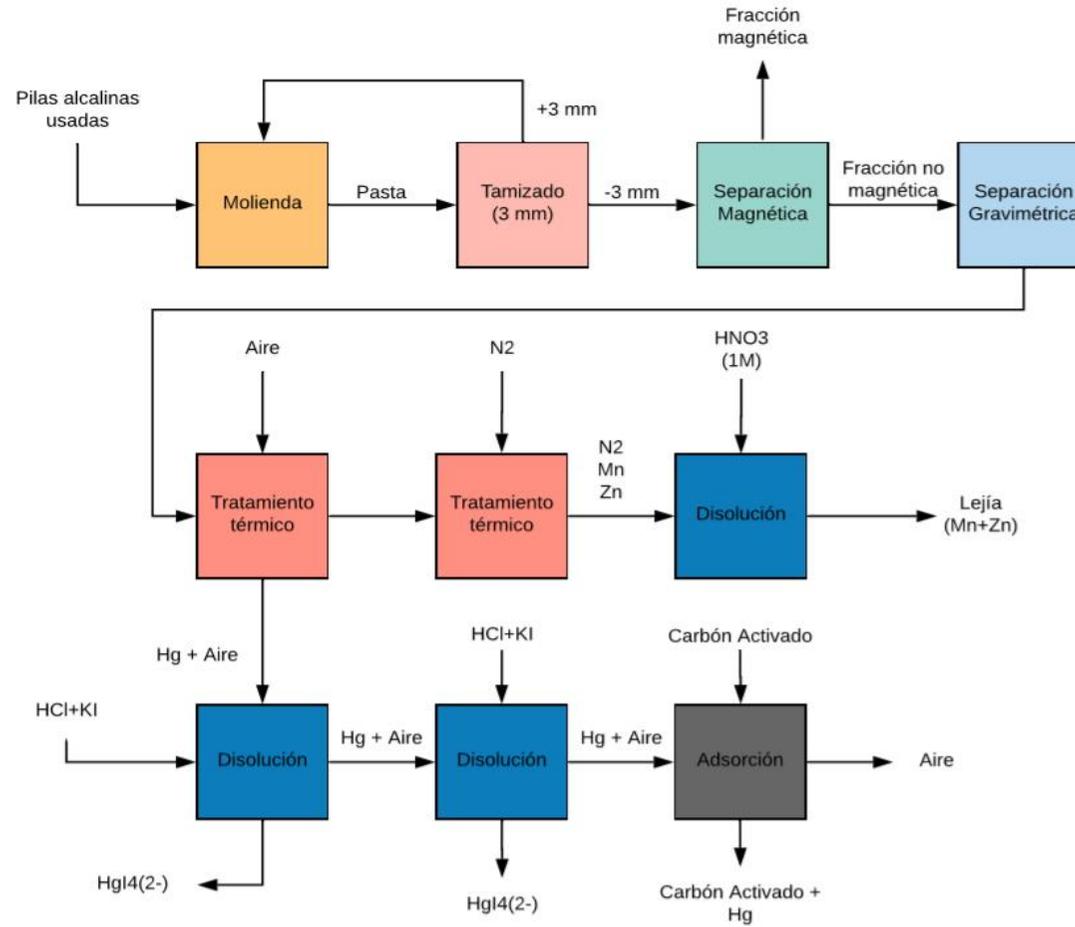


Figura A4

Diagrama de bloque del proceso de pirometalurgia



Anexo B. Capacidad de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn

Para la determinación de la capacidad de la planta de recuperación, se realizó una revisión bibliográfica sobre el uso y la disposición de este desecho sólido en la ciudad de Quito. En una investigación del INEC realizada en el 2017 se encontró que en el Ecuador el 80.49% (Tabla B2) de los hogares utilizaron pilas, por otro lado, en Quito una mayor cantidad de hogares las utilizaron llegando a un 91.22% (Tabla B1) con respecto a su población. La estadística además indica que a nivel nacional se utilizó una cantidad de 14,183,773 pilas. Mediante una aproximación proporcional se puede determinar el número de pilas que se utilizan en la ciudad Ec B1.

$$\#Pilas_{Quito} = \frac{513.184 \text{ Hogares}_{Quito} * 14,183,773 \text{ Pilas}_{Ecuador}}{3,652,642 \text{ Hogares}_{Ecuador}} \quad (Ec \ B1)$$

$$\#Pilas_{Quito} = 1,992,772$$

Tabla B1

Hogares que utilizaron pilas alcalinas con respecto al número de hogares de cada ciudad en 2017

Ciudad	Hogares que utilizaron pilas alcalinas	Porcentaje Hogares que utilizaron pilas alcalinas
Quito	513.184	91.22%
Guayaquil	602.742	88.91%
Cuenca	103.087	93.63%
Ambato	61.048	91.82%
Machala	64.937	85.88%

También se puede notar en la Tabla B2 que los hogares de la población urbana consumen un 21.76% más de pilas con respecto a la población rural.

Tabla B2

Hogares que utilizaron pilas alcalinas con respecto al número de hogares de cada tipo de población en 2017

Población	Hogares que utilizaron pilas alcalinas	Porcentaje Hogares que utilizaron pilas alcalinas
Nacional	3,652,642	80.49%
Urbano	2,759,958	87.05%
Rural	892.684	65.29%

Por otra parte, se determinó dentro del porcentaje de hogares que utilizan pilas, aquellos que utilizan pilas recargables donde se encontró que en Quito es del 15.94% (Tabla B3) lo que indicaría que un 84.06% de las pilas utilizadas en la ciudad son aquellas que necesitarían de tratamiento (no recargables, NR), esta cantidad se determina en la ecuación B2.

$$\#Pilas_{Quito_{NR}} = 1,992,772 Pilas_{Quito} * 84.06\% Pilas_{Quito_{NR}} \text{ (Ec B2)}$$

$$\#Pilas_{Quito_{NR}} = 1,675,125$$

Tabla B3

Hogares que utilizaron pilas recargables con respecto al número de hogares de cada ciudad en 2017

Ciudad	Hogares que utilizaron pilas recargables	Porcentaje Hogares que utilizaron pilas recargables
Quito	81.792	15.94%
Guayaquil	39.935	6.63%

Cuenca	22.500	21.83%
Ambato	6.130	10.04%
Machala	8.113	12.49%

Se estimo que de las pilas utilizadas en el Ecuador solo el 5.24% de las pilas son llevadas a contenedores especiales por lo que resulta que el 94.76% de las pilas son dispuestas de forma incorrecta. De esto se puede aproximar una cantidad de pilas en Quito que son bien desechadas (BD) como se ve en la Ec B3.

$$\#Pilas_{Quito_{NRBD}} = 1,675,125 Pilas_{Quito_{NR}} * 5.24 \% Pilas_{Quito_{NRBD}} \text{ Ec B3}$$

$$\#Pilas_{Quito_{NRBD}} = 87,777$$

Según el estudio de Camposano (2000) de la ESPOL se determinó que el tipo de pila más utilizadas en los hogares de Quito es la AA con 58% (Figura B1), además muestra los porcentajes de uso del resto de tipos de pilas alcalinas. Mediante la determinación de la masa de estos distintos tipos, que se muestra en la Tabla B4 se puede determinar un peso promedio ponderado para una pila (Ec B4), lo cual fue utilizado para determinar el flujo masico de pilas utilizadas en quito no recargables bien desechadas (Ec B5) que es de 3.092 t/año.

Figura B1

Demanda del tipo de pila alcalina en Quito

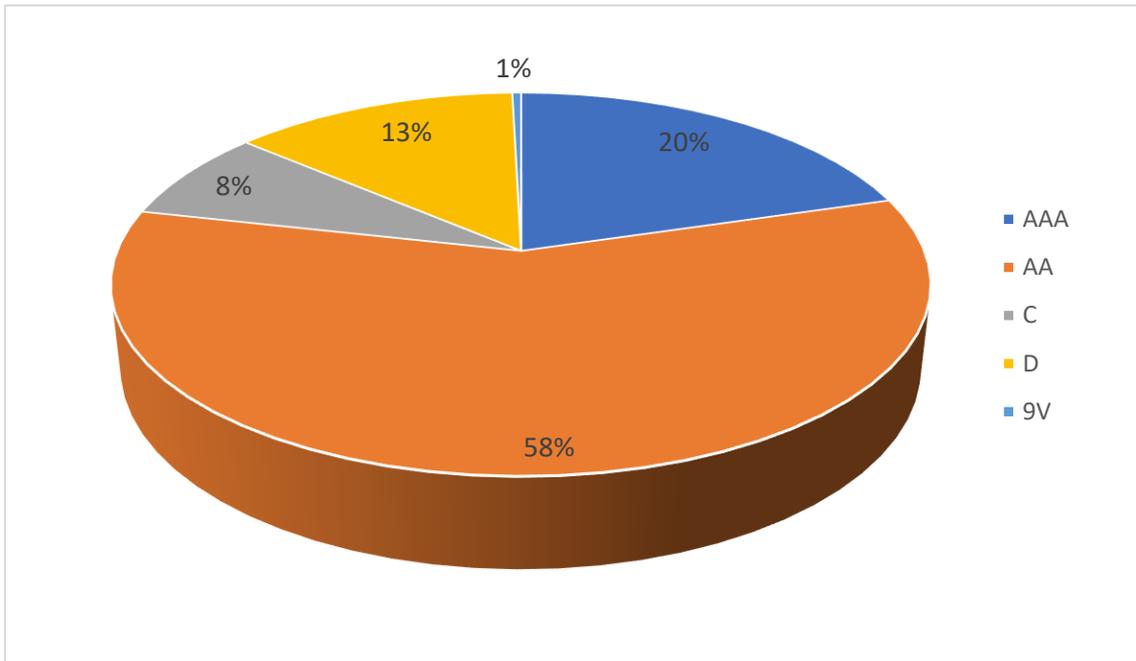


Tabla B4

Pesos por tipo de pila

Tipo de Pila	Masa[g]
D	85.60
AAA	11.80
AA	17.50
C	66.50
9V	45.60
Masa promedio ponderada	33.23

$$Masa_{promedio\ ponderada} = (16\% * 85.6\ g) + (0.5\% * 45.6\ g) + (69.8\% * 17.5\ g) + (24.5\% * 11.8\ g) + (9.3\% * 66.50\ g) \quad Ec\ B4$$

$$Masa_{promedio\ ponderada} = 35.21 \frac{g}{pila}$$

$$Flujo\ m\acute{a}sico_{Quito} = 87,777\ pilas * 35.21 \frac{g}{pila} \quad Ec\ B5$$

$$Flujo\ m\acute{a}sico_{Quito} = 3,090,628,2 \frac{g}{a\~{n}o}$$

$$Flujo\ m\acute{a}sico_{Quito} = 3.09 \frac{t}{a\~{n}o}$$

Según un estudio de mercado publicado por la Superintendencia de Control del Poder de Mercado en el 2016 las importaciones de pilas alcalinas provienen principalmente de China, Colombia, Indonesia y Estados Unidos y llegan a valores de 447.7 t/año para el 2014 y 455.3 t/año para el 2015, es decir 451.5 t/año como promedio para estos dos años. Mediante una aproximación similar a la realizada en la Ec B1 se pudo determinar la masa de pilas importadas para la ciudad de Quito (Ec B6).

$$Flujo\ mástico\ Importadas\ Quito = \frac{513.184\ Hogares_{Quito} * 451,5 \frac{t}{año}}{3,652,642\ Hogares\ Ecuador} \quad Ec\ B6$$

$$Flujo\ mástico\ Importadas\ Quito = 63.43 \frac{t}{año}$$

De igual manera se realiza un proceso similar al de la Ec B3 para obtener el flujo masico de pilas en Quito bien desechadas en la Ec B7.

$$Flujo\ masico_{Quito} = 63.43 \frac{t}{año} * 5.24 \% Pilas_{Quito_{NRBD}} \quad Ec\ B7$$

$$Flujo\ masico_{Quito} = 3.32 \frac{t}{año}$$

A partir de lo anteriormente analizado, se obtuvo según el INEC que el flujo masico de pilas bien desechadas en la ciudad de Quito es de 2.92 t/año mientras que basándonos en el estudio de la Superintendencia de Mercado es de 3.32 t/año. Tomando en cuenta que los dos estudios llevan a resultados similares se podría mencionar que estos valores son cercanos a un valor real.

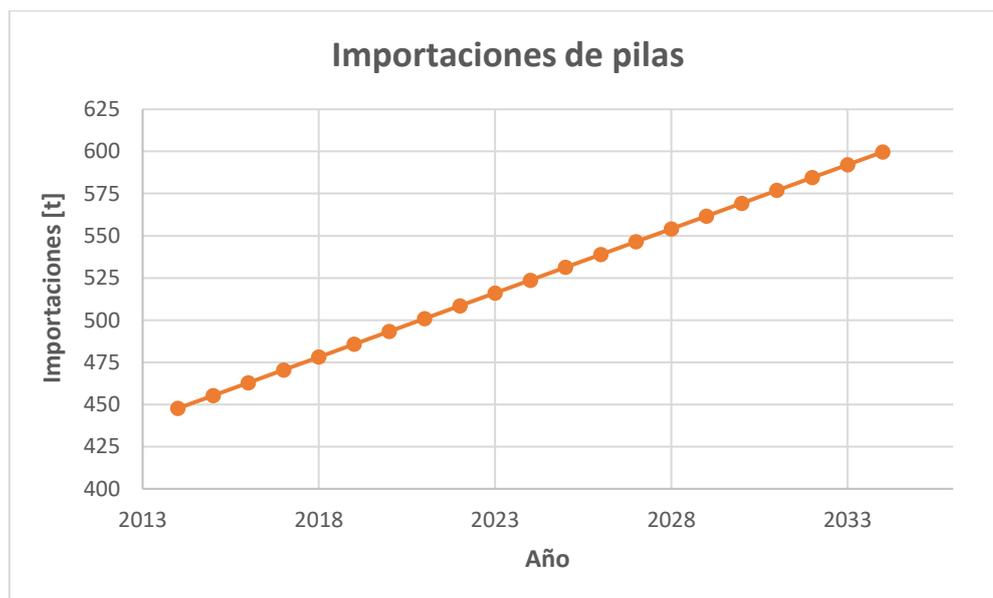
Tomando en cuenta la estadística de las importaciones de un año a otro existe un crecimiento de consumo de pilas por lo que se ha considerado hacer una proyección lineal de este consumo para que la planta opere al menos por los siguientes quince años como

se ve en la Figura B2, cubriendo la demanda de tratamiento requerido, de esta proyección se obtuvo que para el 2034 se importara al Ecuador 599.7 t de pilas. Al aplicarse los cálculos ya vistos en las Ec B6 y Ec B7 se puede obtener un aproximado de las pilas bien desechadas para Quito en el 2034 el mismo que será de 4.42 t/año.

Tomando en cuenta que esta proyección es solo una aproximación, se ha pensado en darle un sobre dimensionamiento del 15% a la planta de recuperación debido a que se considera posibles variaciones en el mercado del consumo de pilas en Quito. El cálculo de este sobredimensionamiento se lo presenta en la Ec B8.

Figura B2

Proyección de importaciones de pilas en el Ecuador para los próximos quince años



$$Capacidad_{m\acute{a}xima} = 4.42 \frac{t}{a\tilde{n}o} * 115\%$$

$$Capacidad_{m\acute{a}xima} \approx 5 \frac{t}{a\tilde{n}o}$$

Anexo C. Análisis de dimensionamiento de la planta híbrida de recuperación de Zn y Mn

Molienda

El primer parámetro para analizar en el dimensionamiento de un molino es el tamaño de partícula deseado después del proceso. Para este caso, el tamaño deseado es el obtenido para un mesh de 1.25. En la Tabla B1, se muestra la correspondencia del mesh con el tamaño de partícula, mediante estos datos es posible generar una gráfica (Figura C1) del tamaño del orificio en función del mesh. Por medio de esta gráfica es posible determinar una ecuación de correspondencia entre estos dos factores con una línea de tendencia potencial (Ec.C1). Al reemplazar el mesh deseado en esta ecuación (Ec.C2) se puede determinar el tamaño de partícula deseado para el proceso.

Tabla C1

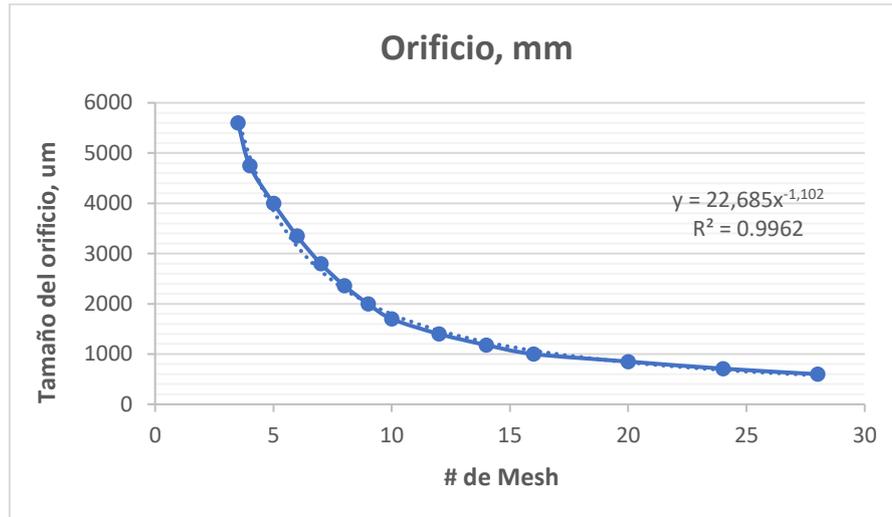
Tamaño de partícula en función del mesh

Mesh	Tamaño de orificio um
3,5	5,600
4	4,750
5	4,000
6	3,350
7	2,800
8	2,360
9	2,000
10	1,700
12	1,400
14	1,180
16	1,000
20	850

24	710
28	600

Figura C1

Tamaño del orificio en función del # de Mesh



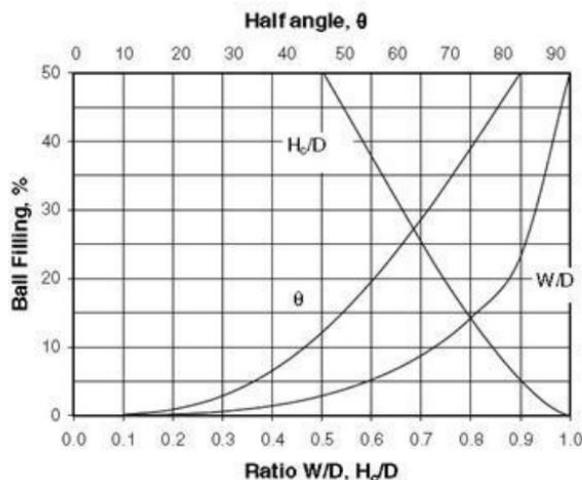
$$\text{Orificio} = (22,685)(\text{Mesh})^{-1,102} \quad \text{Ec.C1}$$

$$\text{Orificio}_{\text{deseado}} = 22,685 (1.25)^{-1,102} = 17,739.61 \text{ um} \quad \text{Ec.C2}$$

$$\text{Orificio}_{\text{deseado}} = 17.74 \text{ mm} = 1.77 \text{ cm}$$

Figura C2

% de llenado de bolas para el molino en función de la relación L/D



Tomando en cuenta que existirá un proceso de recirculación de los materiales no reducidos, y que el tiempo de residencia máximo del material en los consiguientes procesos es de 2 h, se considerará un tiempo de residencia en el molino igual, esto debido a que para determinar un tiempo más preciso se requeriría el ensayo en un molino para encontrar una cinética de reducción de tamaño que tome en cuenta las características del material (pilas). Dado que el proceso se realizará por lotes, se debe tomar en cuenta un tiempo de llenado y vaciado del molino, el cual se puede aproximar como un 10% del tiempo de molienda. Por lote se tendría un tiempo de 2.2 h o aproximadamente 2 h y 15 min. Entonces, por día se lograrían disminuir un total de 3, considerando una jornada de 8 h y cierto tiempo de holgura para posibles demoras.

La capacidad de la planta es de 5 ton/año, flujo que se traduce en 20 kg/día (considerando 5 días de operación por semana). Si se toma en cuenta 3 lotes al día, cada lote tendría una capacidad de 6.67 kg de material esto representa un volumen de pilas de $3,367.00 \text{ cm}^3$. La densidad de las pilas fue calculada mediante los pesos anteriormente obtenidos y el volumen calculado geoméricamente (densidad calculada= 1.98 g/cm^3).

La relación L/D (Longitud/diámetro) que suele encontrarse en el rango de 0.5 y 3.5, se define de acuerdo con la cantidad de material a reducirse donde para bajas

capacidades se acerca a 0.5 y para altas capacidades es cercana a 3.5. En este caso se define una relación L/D de 0.5. Tomando en cuenta la Figura C2, se puede determinar el porcentaje de llenado de bolas con respecto al total del volumen del molino siendo este de un 2.5%. Normalmente el volumen de carga es del 20% del total del volumen del molino, lo que significaría que un 17.5% serían las pilas para reducir. Tomando en cuenta el volumen antes calculado, se puede determinar el volumen total del molino de 19,240.00 cm^3 . En las Ec. C3, C4 y C5 se muestra el cálculo necesario para determinar las dimensiones del molino.

$$L = 0.5 D \quad \text{Ec.C3}$$

$$V = L\pi \frac{D^2}{2} \quad \text{Ec.C4}$$

$$19.240 \text{ cm}^3 = 0.5 D\pi \frac{D^2}{2} \quad \text{Ec.C5}$$

$$D = 110.51 \text{ cm} = 1.10 \text{ m}$$

$$L = 55.26 \text{ cm} = 0.55 \text{ m}$$

Finalmente es necesario definir el sistema de descarga que tendrá el molino, el cual para tamaños de partícula resultantes mayores a 250 μm debe ser del tipo de “descarga central”.

Separación magnética y tamizado

Para el caso de la separación magnética, se consideró como parámetro de diseño un flujo de 20 kg/día , tomando en cuenta que existirá una recirculación del material mayor a 1.25 Mesh se espera que el skid se encuentre definido. Por otra parte, para el caso del tamizado, el flujo de material no metálico será de 12.81 kg/día y el Mesh (1.25) tendrá un tamaño de orificio de 1.77 cm , malla que será capaz de separar piezas metálicas grandes

no separadas en el proceso anterior, debido a que no se tienen piezas metálicas pequeñas en la estructura de la pila.

Lixiviación alcalina

Dado que bibliográficamente se tiene el tiempo necesario para que se lleve a cabo el proceso de lixiviación (2h), se puede determinar directamente el volumen del tanque para este proceso. Se toma en cuenta entonces el volumen del material a lixiviarse y el volumen de NaOH (Ec. C6) tomando como base de cálculo el tiempo de operación de 1 día.

$$V_{tratado\ por\ día} = V_{-1.25} + V_{NaOH} \quad \text{Ec.C6}$$

$$V_{tratado\ por\ día} = 6.38 \frac{L}{día} + 252.81 \frac{L}{día} = 259.19 \frac{L}{día}$$

Dado que se esperan realizar 3 lotes por día, se puede determinar el volumen de mezcla para la lixiviación alcalina para cada lote (86.40 L/lote). Se realiza un sobredimensionamiento en el tanque con un valor del 20% obteniéndose el volumen del reactor (103.68 L). Debido a que el tamaño del tanque es algo mayor a los 100 L, se toma en cuenta una relación L/D para el tanque de 1.5, la resolución del sistema se muestra en las Ec.C7, C8 y C9 y se obtienen las dimensiones del mismo.

$$L = 1.5 D \quad \text{Ec.C7}$$

$$V = L\pi \frac{D^2}{2} \quad \text{Ec.C8}$$

$$103.680 \text{ cm}^3 = 1.5 D\pi \frac{D^2}{2} \quad \text{Ec.C9}$$

$$D = 256.44 \text{ cm} = 2.56 \text{ m}$$

$$L = 384.66 \text{ cm} = 3.85 \text{ m}$$

Electrodeposición alcalina

Considerando el tiempo de 2 h para cada lote se determina el volumen por día que llega al proceso de electrodeposición para la lixiviación alcalina (Ec.C10). Al determinar el volumen por lote (84.30 L/lote) y sobredimensionarlo (101.16 L/lote) se obtiene el volumen del reactor de electrodeposición. En las Ec. C11, C12 y C13 se determinan las dimensiones del reactor considerando un L/D de 2.

$$V_{\text{tratado por día}} = V_{\text{lixiviado}} + V_{\text{NaOH}} \quad \text{Ec.C10}$$

$$V_{\text{tratado por día}} = 0.10 \frac{\text{L}}{\text{día}} + 252.81 \frac{\text{L}}{\text{día}} = 252.91 \frac{\text{L}}{\text{día}}$$

$$L = 1.5 D \quad \text{Ec.C11}$$

$$V = L\pi \frac{D^2}{2} \quad \text{Ec.C12}$$

$$101.160 \text{ cm}^3 = 1.5 D\pi \frac{D^2}{2} \quad \text{Ec.C13}$$

$$D = 253.30 \text{ cm} = 2.53 \text{ m}$$

$$L = 379.95 \text{ cm} = 3.80 \text{ m}$$

Es necesario determinar la intensidad de corriente eléctrica necesaria para que se lleve a cabo el proceso de electrodeposición, para ello se considera el manganeso recuperado (0.14 kg/día) y la ecuación electroquímica de disociación del manganeso (Ec.C14). En la Ec.C15 se determina la corriente eléctrica necesaria para el proceso.



$$I = 0.14 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1,000\text{g}}{\text{kg}} \times \frac{\text{mol}}{54.94\text{g}} \times \frac{6.02E23 \text{ át Mn}}{1 \text{ mol}} \times \frac{2e^-}{1 \text{ át Mn}} \times \frac{1\text{C}}{6.24E18e^-} \times \frac{1 \text{ día}}{86,400 \text{ s}} \quad \text{Ec.C15}$$

$$I = 5.69 \text{ A}$$

Lixiviación ácida

De manera análoga se calcula el volumen (126.57 L/día) a tratarse en el proceso de lixiviación ácida (Ec.C16). Se toma como base de cálculo el tiempo de operación de un día, después para cada lote y sobredimensionando se obtiene 50.63 L/lote. En las Ec. C17, C18 y C19 se determinan las dimensiones del reactor ácido.

$$V_{tratado\ por\ día} = V_{no\ lixiviado\ 1} + V_{H_2SO_4} \quad Ec.C16$$

$$V_{tratado\ por\ día} = 2.23 \frac{L}{día} + 124.34 \frac{L}{día} = 126.57 \frac{L}{día}$$

$$L = 1.5 D \quad Ec.C17$$

$$V = L * \pi * \frac{D^2}{2} \quad Ec.C18$$

$$50.630\ cm^3 = 1.5 D \pi \frac{D^2}{2} \quad Ec.C19$$

$$D = 179.06\ cm = 1.79\ m$$

$$L = 268.59\ cm = 2.69\ m$$

Electrodeposición ácida

Se determina el volumen del diario que se requiere tratar en el reactor de electrodeposición (Ec.C20). Haciendo el cálculo por cada lote y sobredimensionando se determina el volumen del reactor (50.31 L/lote). En la Ec.C21 se determinan las dimensiones del tanque.

$$V_{tratado\ por\ día} = V_{no\ lixiviado\ 1} + V_{H_2SO_4} \quad Ec.C20$$

$$V_{tratado\ por\ día} = 1.44 \frac{L}{día} + 124.34 \frac{L}{día} = 125.78 \frac{L}{día}$$

$$50.312 \text{ cm}^3 = 1.5 D\pi \frac{D^2}{2} \quad \text{Ec.C21}$$

$$D = 178.49 \text{ cm} = 1.78 \text{ m}$$

$$L = 267.74 \text{ cm} = 2.68 \text{ m}$$

Finalmente se calcula la corriente eléctrica necesaria para realizar la electrodeposición, para lo cual se toma en cuenta la ecuación electroquímica de la disociación del manganeso (Ec.C14), del zinc (Ec.C22), la recuperación de Mn (1.00 Kg/día) y de Zn (1.03 Kg/día). Se muestra el aporte de intensidad del Mn en la Ec.C23 y el aporte de Zn en la Ec.C24 y la corriente total en la Ec.C25.



$$I_{Mn} = 1 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \times \frac{1000\text{g}}{\text{Kg}} \times \frac{\text{mol}}{54.94\text{g}} \times \frac{6.02E23 \text{ at Mn}}{1 \text{ mol}} \times \frac{2e^-}{1 \text{ at Mn}} \times \frac{1\text{C}}{6.24E18e^-} \times \frac{1 \text{ día}}{86400 \text{ s}} = 40.65 \text{ A}$$

Ec.C23

$$I_{Zn} = 1.03 \frac{\text{Kg}}{\text{día}} \times \frac{1000\text{g}}{\text{Kg}} \times \frac{\text{mol}}{65.38\text{g}} \times \frac{6.02E23 \text{ at Mn}}{1 \text{ mol}} \times \frac{2e^-}{1 \text{ at Mn}} \times \frac{1\text{C}}{6.24E18e^-} \times \frac{1 \text{ día}}{86400 \text{ s}} =$$

35.18 A Ec.C24

$$I_{Mn} + I_{Zn} = 75.83 \text{ A}$$

Ec.C25

Bombas

En el caso de las bombas se analizarán dos parámetros fundamentales de dimensionamiento: el caudal que puede manejar la bomba y la potencia de esta.

Dado que la planta opera en un régimen de lotes, en cuanto al caudal se tomará en cuenta dos factores: el tiempo de llenado ya antes mencionado 0,2 h y el volumen del reactor más grande a ser llenado (103,68 L). Mediante un cálculo sencillo es posible determinar

el caudal requerido para las bombas (518 L/h). Por otro lado la potencia de la bomba puede ser determinada por medio de la Ec.C26

$$P = Ha * d * g * Q \quad \text{Ec.C26}$$

Donde:

Ha: altura de bombeo = 0.67m (para el reactor más alto)

d: densidad del agua

g: gravedad

Q: Caudal

$$P = 0.67 \text{ m} * 1,000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 518 \frac{\text{L}}{\text{h}} * \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1,000 \text{ L}} \right) * \left(\frac{1 \text{ h}}{3,600 \text{ s}} \right)$$

$$P = 0.946 \text{ W}$$

Tomando en cuenta que tanto el caudal como la potencia de la bomba son mínimos en relación con un flujo industrial, se busca la bomba más pequeña disponible en el mercado.

Ubicación de la Planta

Figura C3

Vista satelital del galpón en el Distrito Metropolitano de Quito

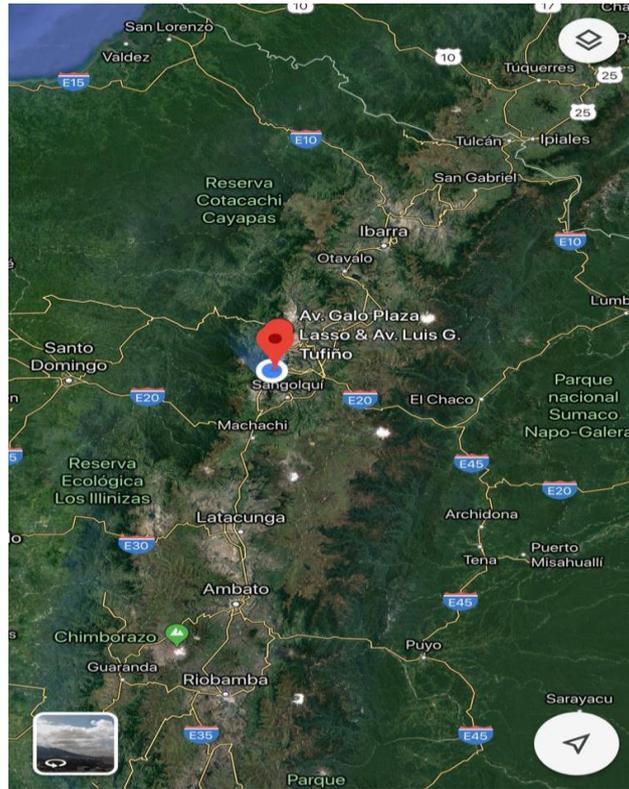


Figura C4

Ubicación del galpón en un mapa de vías

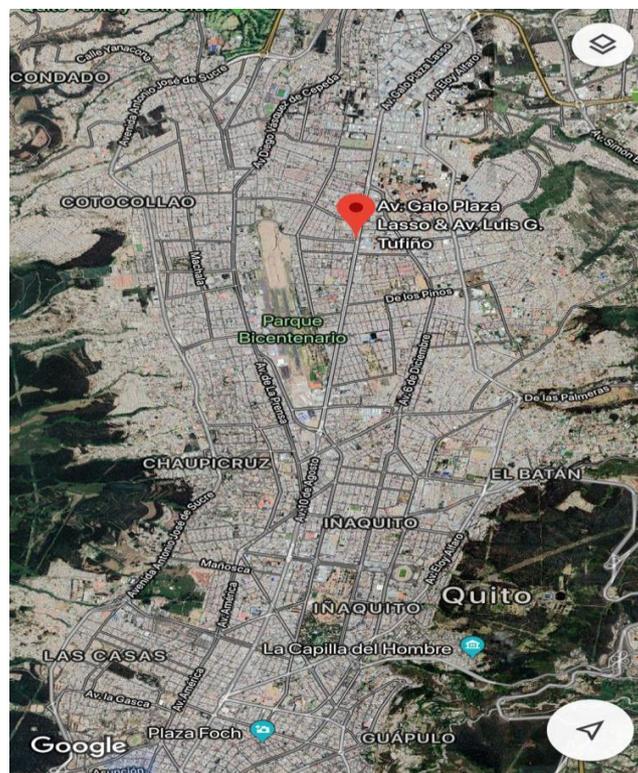


Figura C5

Ubicación del galpón en mapa de suelos

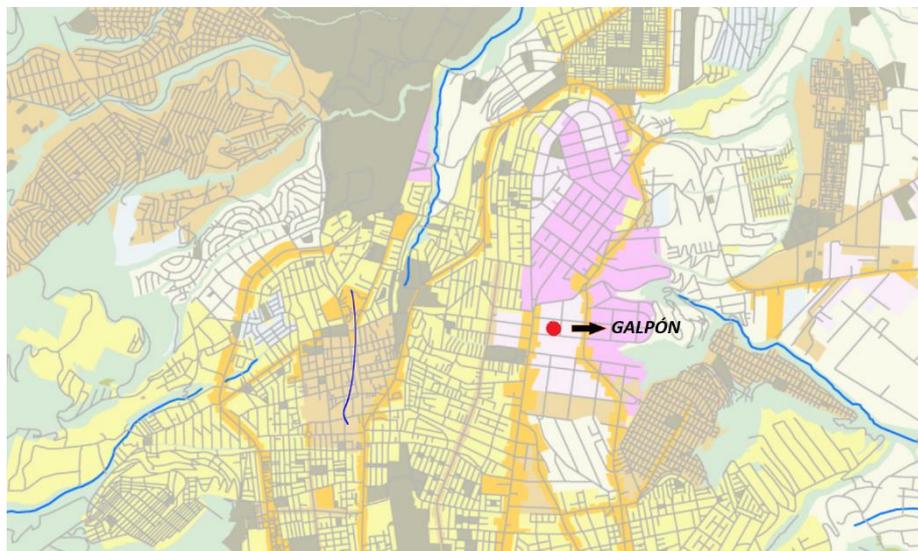


Figura C6

Referencia de colores para la clasificación de uso de suelos de la planta híbrida de recuperación

Uso de Suelo Principal			
	Agrícola Resid.		Industrial 4
	RNNR		Residencial 2
	Area promocion		Múltiple
	RNR		Residencial 3
	Equipamiento		Patrimonial
	Residencial 1		Prot ecologica
	Industrial 2		Residencial 1A
	Industrial 3		Protec Beaterio
			Residencial 1QT

Figura C7

Ubicación del galpón en la ciudad de Quito (Luis Tufiño y Galo Plaza Lasso)

