

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y  
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE ZINC A  
PARTIR DE LOS POLVOS DE ACERÍA MEDIANTE LIXIVIACIÓN  
CON ÁCIDO SULFÚRICO Y DEPOSICIÓN ELECTROLÍTICA**

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

**GERMÁN DAVID VELASCO MIER**

gedave\_2712@hotmail.com

**DIRECTOR: ING. EDDY PAZMIÑO, PhD.**

eddy.pazmino@epn.edu.ec

**Quito, enero 2018**

© Escuela Politécnica Nacional (2017)  
Reservados todos los derechos de reproducción

## **DECLARACIÓN**

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

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

---

Germán David Velasco Mier

## **CERTIFICACIÓN**

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Germán David Velasco Mier, bajo mi supervisión.

---

Ing. Eddy Pazmiño, PhD.  
**DIRECTOR DE PROYECTO**

## **AGRADECIMIENTOS**

Gracias a mi hijo Francisco, por ser la luz de mis ojos y la guía correcta de mis pasos. Por enseñarme el verdadero amor existente en este mundo y por llenar de alegría y de amor cada instante de mi vida. Todo esfuerzo es y será por tu bienestar.

Agradezco a mis padres, Araceli y Ramiro, por sus constantes enseñanzas y su ejemplo de perseverancia y trabajo. En especial a ti mamita, gracias por tu amor incondicional, siempre he tratado de darte lo mejor, para ser corresponsal por lo que tú me has dado.

Gracias a mis abuelos Bucho y Chavis, por su preocupación hacia mí y por ser el pilar fundamental de la familia; también a Lucho Gabriel, sin su apoyo, mi carrera profesional hubiese tenido mayor número de dificultades.

Gracias a mi hermano Grahamm, ñaño, gracias por estar siempre apoyándome incluso cuando más dificultades tuve, siempre llevaré eso en mi alma. A mis ñaños María Emilia y Samuel; por alegrarme con sus ocurrencias y compartir su alegría conmigo. Espero que todos Uds. lleguen más alto que este servidor.

Te Agradezco mucho Antonella por todos estos meses llenos de vida y por todos los buenos momentos que hemos compartido juntos. Vendrán mejores.

A todos mis amigos de la universidad, todos personas extraordinarias. Gracias a Uds. por brindarme su amistad, su apoyo, sus consejos, sus vivencias y su tiempo. Agradezco a Nicolás C., Tami L., Alexander V., Jonathan P., Evelyn P., David Y., Stalin C., Darwin N., Héctor V. y Javier S. Siempre recordaré todos los momentos de calidad que convivimos juntos en este periodo. Los quiero!

Infinitas gracias al Dr. Eddy Pazmiño, por su correcta guía y sus acertadas enseñanzas y consejos durante la realización de este proyecto.

## DEDICATORIA

*A mi madre, Araceli y mi hijo, Panchito.  
Las personas más importantes en mi vida.*

*“Nada es más creativo..., o destructivo..., que una mente brillante con un propósito.”*

**Dan Brown**

# ÍNDICE DE CONTENIDOS

	<b>PÁGINA</b>
<b>1</b>	<b>JUSTIFICACIÓN</b> <span style="float: right;"><b>1</b></span>
<b>2</b>	<b>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO</b> <span style="float: right;"><b>4</b></span>
2.1	Sistema de lixiviación <span style="float: right;">5</span>
2.2	Sistema de purificación <span style="float: right;">6</span>
2.3	Sistema de electrodeposición <span style="float: right;">9</span>
2.4	Sistema de fusión <span style="float: right;">10</span>
<b>3</b>	<b>CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN</b> <span style="float: right;"><b>12</b></span>
<b>4</b>	<b>DISEÑO DE LA PLANTA</b> <span style="float: right;"><b>18</b></span>
4.1	Diagrama de bloques BPD y diagrama de flujo PFD <span style="float: right;">18</span>
4.1.1	Diagrama de boques BPD <span style="float: right;">19</span>
4.1.2	Diagrama de flujo PFD <span style="float: right;">20</span>
4.2	Balance de masa <span style="float: right;">26</span>
4.3	Planificación de la producción <span style="float: right;">27</span>
4.4	Balance de energía <span style="float: right;">34</span>
4.5	Disposición en planta ( <i>layout</i> ) y planos de elevación (vistas) <span style="float: right;">36</span>
4.6	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control <span style="float: right;">46</span>
4.7	Dimensionamiento y, especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos) <span style="float: right;">56</span>
4.7.1	Dimensionamiento de los equipos propuestos <span style="float: right;">56</span>
4.7.2	Especificaciones de los equipos propuestos <span style="float: right;">60</span>
<b>5</b>	<b>EVALUACIÓN ECONÓMICA</b> <span style="float: right;"><b>70</b></span>
5.1	Inversiones <span style="float: right;">70</span>
5.2	Costos fijos <span style="float: right;">72</span>
5.3	Costos operativos <span style="float: right;">73</span>

5.4	Ingresos	74
5.5	Indicadores económicos	75
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>		<b>78</b>
<b>ANEXOS</b>		<b>85</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
<b>Tabla 2.1</b>	Potencial del electrodo estándar	8
<b>Tabla 4.1</b>	Resultados del balance de masa para una planta de recuperación de zinc	26
<b>Tabla 4.2</b>	Tiempos de residencia de cada operación unitaria de la planta de recuperación de zinc	28
<b>Tabla 4.3</b>	Actividades, tiempos y varianza de la planta de producción de zinc	30
<b>Tabla 4.4</b>	Consumo de energía total correspondiente a la planta de recuperación de zinc	35
<b>Tabla 4.5</b>	Dimensiones de cada uno de los tanques usados	56
<b>Tabla 4.6</b>	Especificación del material de construcción, presión de operación y de diseño de los tanques	56
<b>Tabla 4.7</b>	Líneas de tuberías en la planta de recuperación de zinc	57
<b>Tabla 4.8</b>	Bombas usadas en la planta de recuperación de zinc	58
<b>Tabla 4.9</b>	Hoja de especificación del tanque de lixiviación	61
<b>Tabla 4.10</b>	Hoja de especificación del tanque de incremento de pH	62
<b>Tabla 4.11</b>	Hoja de especificaciones del tanque de cementación	63
<b>Tabla 4.12</b>	Hoja de especificación del filtro prensa	64
<b>Tabla 4.13</b>	Hoja de especificación del horno de inducción	66
<b>Tabla 4.14</b>	Hoja de especificación de la bomba de desplazamiento positivo	67
<b>Tabla 4.15</b>	Hoja de especificación de las bombas centrífugas	68
<b>Tabla 4.16</b>	Hoja de especificación de una celda electrolítica	69
<b>Tabla 5.1</b>	Costos de adquisición del terreno para la planta industrial	70
<b>Tabla 5.2</b>	Costos de construcción de edificaciones	70
<b>Tabla 5.3</b>	Costos de equipos y accesorios necesarios para el proyecto	71

<b>Tabla 5.4</b>	Costos de permisos o documentos de institución	71
<b>Tabla 5.5</b>	Costos fijos de la planta industrial	72
<b>Tabla 5.6</b>	Costos de los insumos químicos y materia prima para el proceso de recuperación de zinc	73
<b>Tabla 5.7</b>	Costos de los servicios básicos e industriales para la planta de recuperación de zinc	74
<b>Tabla 5.8</b>	Costo total de los gastos operativos de la planta de recuperación de zinc	74
<b>Tabla 5.9</b>	Ingresos económicos totales de la planta de recuperación de zinc	75
<b>Tabla 5.10</b>	Flujo de caja para el tiempo del proyecto junto con el respectivo VAN y TIR	76
<b>Tabla AI.1</b>	Propiedades físicas de los polvos de acería	86
<b>Tabla AII.1</b>	Determinación de las dimensiones del tanque de lixiviación	100
<b>Tabla AII.2</b>	Determinación de las dimensiones del tanque de incremento de pH	101
<b>Tabla AII.3</b>	Determinación de las dimensiones del tanque de cementación	102
<b>Tabla AII.4</b>	Propiedades de la solución que ingresa al proceso de electrodeposición	103
<b>Tabla AII.5</b>	Parámetros preliminares para el dimensionamiento de cada celda electrolítica	104
<b>Tabla AII.6</b>	Parámetros de funcionamiento de cada celda electrolítica	107
<b>Tabla AIII.1</b>	Análisis químico del zinc catódico mediante microscopía electrónica de barrido	108
<b>Tabla AIII.2</b>	Cantidad de material que entra al proceso de fundición en un ciclo de producción en la planta de recuperación de zinc	109
<b>Tabla AIII.3</b>	Cantidad de masa de cada elemento o compuesto que compone la carga de alimentación al horno de inducción	109
<b>Tabla AIII.4</b>	Propiedades termodinámicas de los componentes del material que contiene el zinc catódico	110
<b>Tabla AIII.5</b>	Calor sensible y calor latente para cada elemento que compone	

	el material que contiene el zinc catódico	113
<b>Tabla AIII.6</b>	Dimensiones del agitador mecánico para los tanques de lixiviación, acondicionamiento de pH y cementación	117
<b>Tabla AIII.7</b>	Velocidades permisibles de succión y descarga	118
<b>Tabla AIII.8</b>	Accesorios para el tramo tanque de lixiviación – filtración	123
<b>Tabla AIII.9</b>	Accesorios para el tramo filtración 1 – tanque de incremento de pH	133
<b>Tabla AIII.10</b>	Accesorios para el tramo del tanque de incremento de pH – filtración 2	140
<b>Tabla AIII.11</b>	Accesorios para el tramo de filtración 2 – tanque de cementación	148
<b>Tabla AIII.12</b>	Accesorios para el tramo de tanque de cementación – filtración 3	155
<b>Tabla AIII.13</b>	Accesorios para el tramo de filtración 3– electrodeposición	163
<b>Tabla AIII.14</b>	Accesorios para el tramo de recirculación de solución ácida	171
<b>Tabla AIII.15</b>	Accesorios para el tramo de tanque de almacenamiento de H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> – Lixiviación	178
<b>Tabla AIII.16</b>	Accesorios para el tramo de almacenamiento de agua – lixiviación	186
<b>Tabla AIV.1</b>	Presiones de operación y diseño para cada tanque de la planta	193
<b>Tabla AVII.1</b>	Costo unitario del Filtro prensa	196
<b>Tabla AVII.2</b>	Costo unitario del horno de inducción	197
<b>Tabla AVII.3</b>	Costo unitario de la bomba reciprocante	197
<b>Tabla AVII.4</b>	Costos de adquisición de los equipos y bombas del proyecto	198
<b>Tabla AVII.5</b>	Costos de adquisición de tuberías y accesorios de acuerdo a su material y diámetro	198
<b>Tabla AVII.6</b>	Costos de construcción de las edificaciones necesarias para la planta	199
<b>Tabla AVII.7</b>	Costos de construcción de las edificaciones necesarias para la planta	200

<b>Tabla AVII.8</b>	Consumo energético total de los equipos de la planta industrial	201
<b>Tabla AVII.9</b>	Flujo de caja para el tiempo del proyecto con los valores de VAN y TIR	204

## ÍNDICE DE FIGURAS

		<b>PÁGINA</b>
<b>Figura 2.1</b>	Esquema del mecanismo de lixiviación	5
<b>Figura 2.2</b>	Diagrama de Pourbaix del Fe	7
<b>Figura 2.3</b>	Esquema del horno eléctrico usado en la fusión del zinc catódico	10
<b>Figura 4.1</b>	Diagrama de bloques (BFD) para la planta de recuperación de zinc	19
<b>Figura 4.2</b>	Diagrama de flujo primera parte	20
<b>Figura 4.3</b>	Diagrama de flujo segunda parte	21
<b>Figura 4.4</b>	Diagrama de flujo tercera parte	22
<b>Figura 4.5</b>	Diagrama de flujo cuarta parte	23
<b>Figura 4.6</b>	Diagrama de flujo quinta parte	24
<b>Figura 4.7</b>	Diagrama de flujo sexta parte	25
<b>Figura 4.8</b>	Gráfico de planificación óptima de una línea de producción de la planta de recuperación de zinc	33
<b>Figura 4.9</b>	Layout de la planta de recuperación de zinc	38
<b>Figura 4.10</b>	Layout de la zona de operación de la planta de recuperación de zinc	39
<b>Figura 4.11</b>	Plano de elevación del tanque de cementación	40
<b>Figura 4.12</b>	Plano de elevación del tanque de lixiviación	41
<b>Figura 4.13</b>	Plano de elevación del tanque de lixiviación	42
<b>Figura 4.14</b>	Plano de elevación del tanque de lixiviación	43
<b>Figura 4.15</b>	Plano de elevación del tanque de lixiviación	44
<b>Figura 4.16</b>	Plano de elevación de la celda electrolítica	45
<b>Figura 4.17</b>	Codificación de las líneas de tuberías en un P&ID	46
<b>Figura 4.18</b>	P&ID parte uno	47

<b>Figura 4.19</b>	P&ID parte dos	48
<b>Figura 4.20</b>	P&ID parte tres	49
<b>Figura 4.21</b>	P&ID parte cuatro	50
<b>Figura 4.22</b>	P&ID parte cinco	51
<b>Figura 4.23</b>	P&ID parte seis	52
<b>Figura 4.24</b>	P&ID parte siete	53
<b>Figura 4.25</b>	P&ID parte ocho	54
<b>Figura 4.26</b>	P&ID parte nueve	55
<b>Figura AI.1</b>	Etapa de lixiviación	87
<b>Figura AI.2</b>	Etapa de filtración	89
<b>Figura AI.3</b>	Etapa de incremento de pH	90
<b>Figura AI.4</b>	Etapa de filtración II	91
<b>Figura AI.5</b>	Etapa de cementación	92
<b>Figura AI.6</b>	Etapa de filtración III	93
<b>Figura AI.7</b>	Etapa de electrodeposición	94
<b>Figura AI.8</b>	Etapa de fusión	96
<b>Figura AIII.1</b>	Partes del agitador mecánico	115
<b>Figura AV.1</b>	Diagrama de Moody	194
<b>Figura AVI.1</b>	Curva de operación de la bomba centrífuga seleccionada	195

## ÍNDICE DE ANEXOS

	<b>PÁGINA</b>
<b>ANEXO I</b> Balance de masa	86
<b>ANEXO II</b> Dimensionamiento de equipos principales	99
<b>ANEXO III</b> Balance de energía de los equipos principales	108
<b>ANEXO IV</b> Determinación de las presiones de operación y diseño para los diagramas PFD y P&ID	192
<b>ANEXO V</b> Diagrama de Moody	194
<b>ANEXO VI</b> Curva de operación de la bomba centrífuga	195
<b>ANEXO VII</b> Análisis económico	196

# 1 JUSTIFICACIÓN

Las industrias siderúrgicas que elaboran acero mediante la fusión de chatarra de hierro reciclado en hornos de arco eléctrico, generan gran cantidad de cenizas volantes y residuos sólidos, denominados polvos de acería, en una cantidad que varía entre 12 y 16 kg por cada tonelada de acero producido (Aser, 2010; Ioana y Balescu, 2009, p. 10). Estos residuos son considerados tóxicos y peligrosos, debido a la presencia de metales pesados en su composición, principalmente Pb, Cd y Cr (Da Silva y Brehm, 2006, p. 42). Además, los polvos de acería poseen un contenido de zinc que varía entre 25 y 45 % en peso, que puede recuperarse y reciclarse por técnicas pirometalúrgicas e hidrometalúrgicas (Espinoza, de la Torre y Guevara, 2012).

En el Ecuador, se producen aproximadamente 600 000 t/año de acero (Altadil, et al., 2013), sin embargo, esto representa tan solo el 0,037 % de la producción mundial de este metal, se estima que la cantidad de polvos de acería a tratar en el país, sería superior a 10 000 t/año (Latiza, 2017). El tratamiento vigente que las empresas siderúrgicas ecuatorianas aplican a estos residuos, consiste principalmente en un proceso de estabilización. Este radica en encapsular los elementos tóxicos al realizar una mezcla con cemento, para evitar y prevenir la migración de estos hacia el medio ambiente (Sinclair, 2005, p. 93). Adicionalmente, la cantidad de Zn importado por el Ecuador desde Perú ascendió a 135 t en el 2015, siendo este país nuestro principal distribuidor (COMEX, 2013). Mediante esta propuesta de diseño de una planta de recuperación de Zn de los polvos de acería, se pretende satisfacer la demanda de Zn de las empresas ecuatorianas siderúrgicas que producen acero con recubrimiento galvánico, para lo cual es necesario usar este metal como componente esencial en un aproximado de 65 % del total de Zn importado (Baldeón, 2014, p. 73; Latingalva, 2014).

Las plantas industriales siderúrgicas ecuatorianas se encuentran ubicadas en regiones agrícolas, las cuales se verían afectadas debido a que los polvos de acería pueden contaminar las regiones aledañas, depositándose en suelos

agrícolas y posiblemente llegar al subsuelo donde, por escorrentía pueden ser arrastrados a cauces de ríos y fuentes de agua. En el país, la normativa ambiental vigente realiza un control severo de las prácticas de la industria siderúrgica, y sanciona fuertemente a operaciones que provoquen daños al entorno natural (Solano, 2008; Ruiz, De la Torre y Guevara 2014, pp. 1, 2).

Los procesos de estabilización convencionales para el tratamiento de los polvos de acería son ineficientes y costosos, debido a la gran cantidad de cemento necesario en la operación de neutralización de la toxicidad de estos residuos y el enorme espacio físico que se ocupa en su posterior almacenamiento (Ricaurte, 2013, p. 15).

La técnica pirometalúrgica más usada en la actualidad para el reciclaje de los polvos siderúrgicos es el proceso *Waelz*. Este método se realiza en un horno rotativo tubular e inclinado a una temperatura superior a 1 200 °C, se cargan los polvos de acería, coque y una corriente de aire para que el Fe se reduzca y los compuestos volátiles como el Zn se oxiden posteriormente a FeO y ZnO. El producto final es un óxido concentrado de Zn denominado óxido *Waelz* que debe ser sometido a una técnica compleja de refinación (Chabot y James, 2000, p. 23). Las desventajas de este método son: alta inversión, ineficiencias en la recuperación y baja selectividad de Zn (Moreno, 2012, p. 7). Esto se debe a la presencia de Fe, Cd y Pb que dificultan la concentración de Zn.

En contraste, los procesos hidrometalúrgicos son menos costosos y más eficientes para reciclar Zn a partir de los polvos de acería (Moreno, 2012, p. 11). Estas técnicas consisten principalmente en una lixiviación del Zn con agentes ácidos o básicos (De la Torre, Guevara, Espinoza y Ricaurte, 2014; Moreno, 2012, p. 11). Un procedimiento lixivante puede realizarse al emplear H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, en un ambiente presurizado dentro de un autoclave, con agitación permanente, y se logra una recuperación que bordea el 60 % (Havlik, Friedrich y Stopic, 2004, pp. 113-120). Otra alternativa hidrometalúrgica es lixiviar el Zn con una solución concentrada de NaOH y microondas. Este método se efectúa en un reactor construido con un material de baja conductividad térmica y bajo un momento

dieléctrico, se obtiene recuperaciones del 80 % en bajos tiempos de residencia, siendo necesario un sistema de calentamiento con un magnetrón (Xia y Pickles, 2000, pp. 79-94).

A diferencia, un proceso de lixiviación de menor intensidad energética consiste en utilizar agentes ácidos en condiciones de presión ambiental. Esta técnica requiere agitación continua, tiempos de residencia superiores a una hora y un adecuado sistema de purificación que permita la eliminación de otros elementos contaminantes y tóxicos. Esta alternativa es viable para la recuperación del Zn de los polvos de acería (Espinoza, 2012, pp. 12-15; Moreno, 2012, pp. 9,10; Ricaurte, 2013, pp. 13-18).

Para el presente trabajo se seleccionó  $H_2SO_4$  como agente lixivante debido a que brinda una mayor eficiencia del tratamiento, lo que se evidencia en los valores de recuperación de Zn presentados por De la Torre, Guevara, Espinoza y Ricaurte (2014). Además, se consideró que el precio de comercialización del  $H_2SO_4$  es menor que el del HCl, al ser 0,77 la relación de los precios de los ácidos en el mercado y mejorará la viabilidad económica del proyecto (Moreno, 2012, p.17).

El presente proyecto se enfocó en el diseño con ingeniería a detalle de una planta que brinde los servicios de recuperación del Zn mediante la lixiviación de los polvos de acería con  $H_2SO_4$ , para la posterior electrodeposición del metal en una celda electrolítica, y, finalmente, su fundición que deriva en la obtención de Zn de alta pureza, con la intención de valorizar a estos residuos siderúrgicos.

## 2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En el presente proyecto se diseñó una planta de recuperación de Zn de polvos de acería generados por las empresas siderúrgicas ecuatorianas que pretende reciclar el 70 % de la producción nacional estimada de estos residuos, enfocada especialmente a las industrias situadas en la región central-interandina del Ecuador, cuya cantidad será de 19,44 t (Latiza, 2017).

El tiempo que se empleará en el procesamiento de la cantidad de materia prima, será denominado tiempo total de ciclo del proceso y se determinará con base a las características de funcionamiento de cada operación unitaria y del tiempo de retención total que se emplee para la recuperación del Zn de los polvos de acería.

Se consideraron procesos Batch para la planta de recuperación de Zn, y se estableció que la cantidad de polvos a tratar o reciclar será de 4 860 kg en un ciclo de producción de la planta de 46 h por cada línea de producción, además se implementará un total de 4 líneas iguales dentro de la planta industrial, para lograr procesar las 19,44 t por ciclo de proceso.

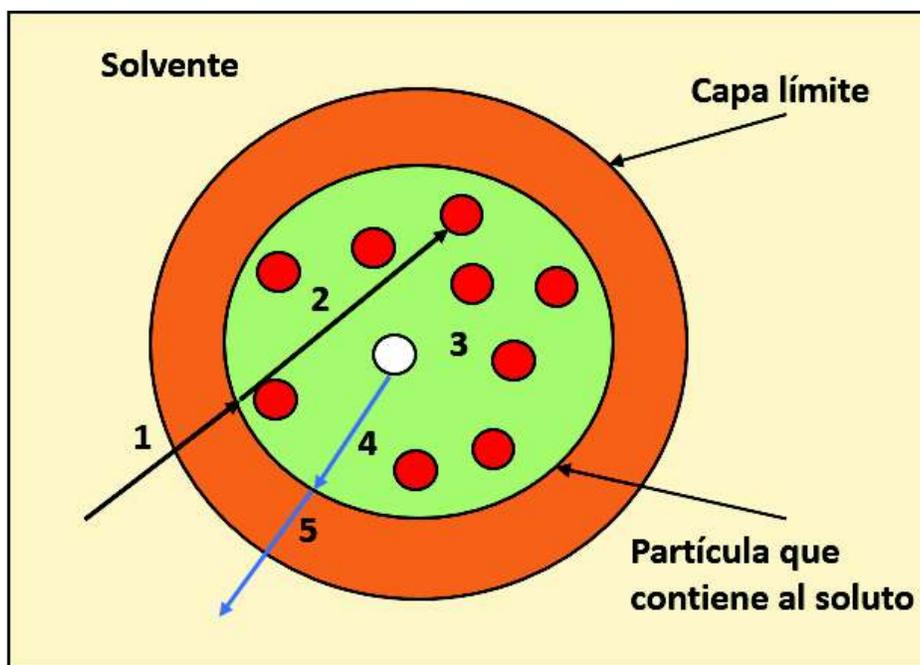
La capacidad de producción de la planta se definió al considerar a las industrias dedicadas a la galvanización y producción de hojas de Zn (importaciones de Zn anuales) y a la demanda de productos ecuatorianos que incluyen en sus procesos a este metal.

La información necesaria para la realización del presente proyecto provino de los mejores resultados de las investigaciones realizadas en el Departamento de Metalurgia Extractiva de la Escuela Politécnica Nacional. El trabajo de Espinoza Cynthia en 2012: *“Recuperación de zinc a partir de polvos de acería”* brinda los datos de las mejores recuperaciones de Zn y de las mejores condiciones de trabajo de la etapa de lixiviación. El trabajo realizado por Ricaurte José en 2013: *“Diseño de una planta para valorizar los polvos de acería”*, (que emplea HCl como agente lixivante) fue utilizado para obtener los flujos y cantidades adecuadas de

las sustancias que se añaden en cada subproceso de las etapas de purificación del Zn resultante después de la procedimiento de lixiviación.

## 2.1 SISTEMA DE LIXIVIACIÓN

La lixiviación es un proceso hidrometalúrgico en el cual se remueve o se extrae un soluto o componente soluble que está incluido en una fase sólida, con la ayuda de un solvente apropiado, que se difunde dentro del material que contiene el elemento a extraer. En la transferencia de masa entre los componentes, es importante que se dé un contacto íntimo y esencial entre las materias primas para formar soluciones que contengan metales que han de recuperarse (Reyad, 2010; Xia y Pickles, 2000, p. 208). El mecanismo se detalla en la Figura 2.1.



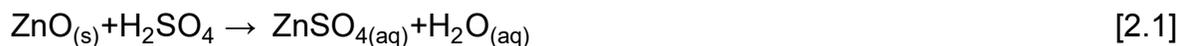
**Figura 2.1.** Esquema del mecanismo de lixiviación  
(Cambior, 1997, p.25; Levenspiel, 1981, p. 385)

Las etapas que forman la lixiviación son:

- Difusión del solvente al atravesar la capa límite hacia la superficie de la partícula (1).

- Difusión del solvente hacia la zona de reacción química (2).
- Reacción química inherente (3), (4), y (5).

Ricaurte (2013), determinó mediante difracción de rayos X (DRX) que el Zn se encuentra mayoritariamente como zincita (ZnO) dentro de las estructuras cristalinas que forman a los polvos de acería. La reacción de lixiviación de los polvos de acería con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> se muestra en la Ecuación 2.1:



En el proceso industrial los polvos de acería son alimentados a los tanques de lixiviación, conjuntamente con el agua y el H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> grado analítico (98 % en peso) que se encuentran almacenados en tanques diseñados de acuerdo al volumen necesario en la planta industrial. El valor de recuperación obtenido después de la etapa de lixiviación durante un tiempo de 2 h es de 75 %. La concentración del agente lixivante corresponde a 150 g/L, con un porcentaje de sólidos del 30 %. Éstas condiciones deben mantenerse durante el tiempo que dure la lixiviación (De la Torre, Guevara, Espinoza y Ricaurte, 2014).

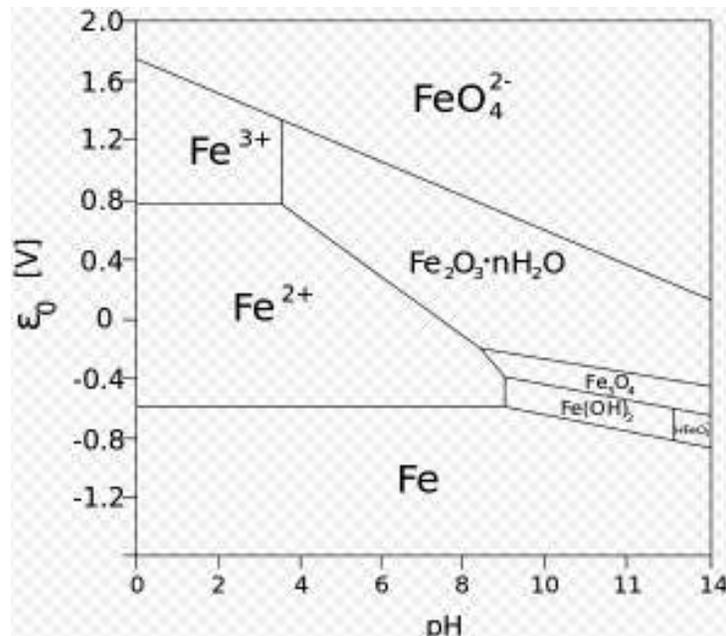
Posteriormente, se efectúa una filtración en filtros prensa que fueron dimensionados al considerar el flujo de ingreso de la solución lixiviada y de las características de la solución que se requiere obtener al final de esta operación. En este caso se adquiere una torta resultante con 10 % de humedad.

## 2.2 SISTEMA DE PURIFICACIÓN

La presencia de otros metales en la solución obtenida en la etapa de lixiviación como Pb, Cd y Fe, son un gran inconveniente en la separación del Zn en la posterior etapa de electrodeposición, ya que son competidores del Zn en la captación de electrones, disminuyendo así su recuperación y además reducen la eficiencia eléctrica de la celda, especialmente el Fe. Por ende se produce una oxidación en el ánodo del ion Fe<sup>+2</sup> y una reducción en el cátodo del ion Fe<sup>+3</sup>

(Sinclair, 2005, p. 93). Para la remoción de los metales contaminantes es necesario realizar la purificación de la solución.

Para esto, se incrementó el pH de la solución obtenida a partir de la filtración, con el uso de NaOH, de 1,5 a 5,0. El valor de pH requerido, es el óptimo para alterar la solubilidad y hacer precipitar el Fe y así, lograr eliminarlo de la solución resultante debido a que el ion  $\text{Fe}^{+3}$  precipita en un rango de pH superior a 3,0 y el ion  $\text{Fe}^{+2}$  que permanece estable en este rango (pH entre 3,0 a 5,0), esto se puede observar en la Figura 2.2 que representa el diagrama de Pourbaix del Fe en una solución acuosa, siendo lo recomendable oxidarlo a  $\text{Fe}^{+3}$  que se puede lograr con aireación de la solución (Sinclair, 2005, pp. 57-62). En esta operación unitaria se añadirá NaOH de grado técnico en una relación de 20 g por cada 875 mL de solución obtenida en concordancia con los resultados obtenidos por Espinoza (2012). El Fe precipitado se removerá mediante filtración para obtener una torta con humedad del 10 % (pp. 54-61).



**Figura 2.2.** Diagrama de Pourbaix del Fe  
(Levenspiel, 1981, p. 389)

El Cd y el Pb presentes en la solución deben ser eliminados al usar polvo de Zn en un proceso de cementación. Esta técnica se fundamenta en poner en contacto

la solución lixiviada con el polvo de Zn, para eliminar el metal que se encuentra solubilizado y ionizado en la solución. El elemento contaminante reacciona con el Zn metálico y se reduce (debido a la diferencia en potencial de electrodo de los elementos) haciendo que precipite y se deposite. La reacción de cementación se alcanza con mayor facilidad debido a que el Cd y Pb presentan una diferencia de potencial mayor con el Zn (Sinclair, 2005, p.94; Solano, 2008, p. 53). La reacción que se exhibe en la Ecuación 2.2 define al procedimiento de cementación:



La Tabla 2.1 muestra los potenciales de los diferentes metales, se observa que los valores de potencial entre el Fe, Zn y Cd son muy próximos, lo que dificulta la separación de este metal por cementación, y por ende se justifica la precipitación previa de Fe mediante el incremento de pH.

**Tabla 2.1.** Potencial del electrodo estándar

Reacción	E° (v)
Ag <sup>+</sup> /Ag <sup>0</sup>	+0,7999
Sb <sup>2+</sup> /Sb <sup>0</sup>	+0,1000
H <sup>+</sup> /H <sup>0</sup>	0,0000
Pb <sup>2+</sup> /Pb <sup>0</sup>	-0,1263
Sn <sup>2+</sup> /Sn <sup>0</sup>	-0,1364
Co <sup>2+</sup> /Co <sup>0</sup>	-0,2800
Cd <sup>2+</sup> /Cd <sup>0</sup>	-0,4026
Fe <sup>2+</sup> /Fe <sup>0</sup>	-0,4470
Zn <sup>2+</sup> /Zn <sup>0</sup>	-0,7628
Mn <sup>2+</sup> /Mn <sup>0</sup>	-1,1050
Al <sup>3+</sup> /Al <sup>0</sup>	-1,6620

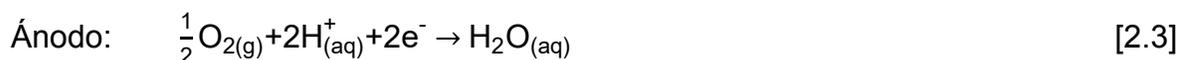
(Sinclair, 2005, p. 95)

En el proceso, la solución luego de la remoción de Fe mediante precipitación, pasa a una etapa de cementación en la cual, se utilizará Zn en polvo de pureza 90 % hasta obtener una suspensión de 10 g/L.

## 2.3 SISTEMA DE ELECTRODEPOSICIÓN

La electrodeposición es un proceso electroquímico fundamentado en la reducción de un ión positivo (catión) disperso en un electrolito para que se sedimente y se deposite sobre la superficie de un material conductor y formar una capa, con la aplicación de una corriente eléctrica. El objeto donde se concentran los cationes a separar se llama cátodo y va conectado al polo negativo de la fuente que alimenta la corriente eléctrica. Los electrones que se necesitan para que la reacción de reducción del catión se produzca, se originan de una fuente denominada ánodo y se conecta al polo positivo de la fuente eléctrica. En la recuperación y refinación de un metal que está disuelto en una solución, el ánodo debe ser de metal inerte o del metal que se desea refinar (Bagotsky, 2006, p. 4).

En el sistema aplicado en el diseño, en el ánodo, el agua se descompone en iones hidrógeno, libera oxígeno y a su vez entrega electrones libres (Sinclair, 2005). Para que las reacciones redox se efectúen, el potencial debe ser superior a 0,6 V, este valor en exceso se denomina sobrepotencial requerido. Las reacciones que ocurren en el ánodo y cátodo de la celda electrolítica se indican en las Ecuaciones 2.3 y 2.4:

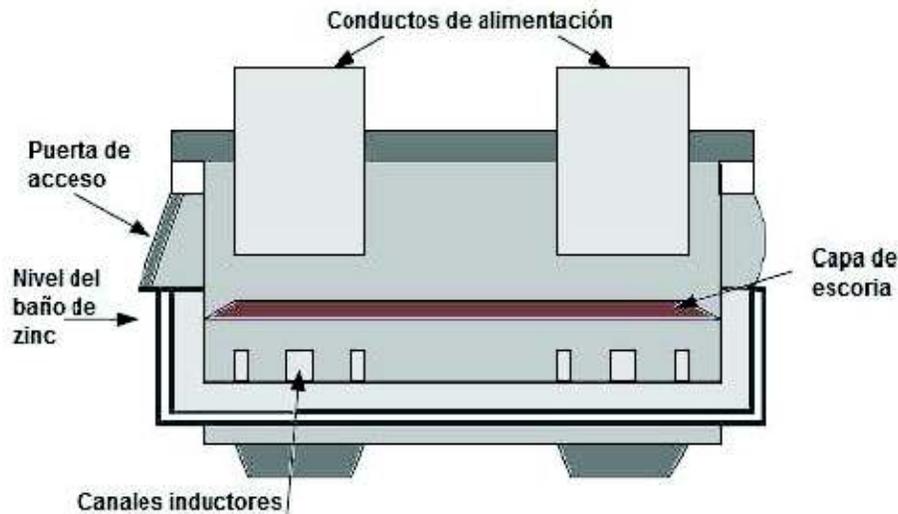


Para recuperar los iones de Zn que se encuentran disueltos en la solución purificada, es necesario que la solución pase previamente por otra etapa de filtración donde se obtendrá nuevamente una torta con 10 % de humedad. Dentro de las celdas deberán existir ánodos de la aleación de Pb y Ag y una solución ácida cuya concentración es 150 g/L (Ricaurte, 2013, pp. 61-64). Los iones sulfato reaccionan con el hidrógeno desprendido de los ánodos, generándose H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en solución acuosa. Ésta solución ácida es recirculada al tanque de lixiviación para reducir la alimentación fresca de agua y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> a todo el proceso.

## 2.4 SISTEMA DE FUSIÓN

La fusión del Zn catódico se realiza para obtener lingotes de Zn de alta pureza que van a ser comercializados. En el método que describen Ricaurte (2013) y Espinoza (2012) en sus respectivos trabajos de investigación, se observa que posterior a la etapa de electrodeposición, la masa adherida a los ánodos no solo está compuesta por Zn metálico, sino también por metales contaminantes como Na, Pb y Fe (excluidos para incrementar la pureza del Zn). Por esta razón es necesaria la fundición de la materia que contiene el Zn catódico, y conseguir que estos metales que contaminan el producto se eliminen en forma de escoria.

La etapa de fusión empieza con un lavado y secado del Zn catódico (proceso manual). Los hornos usados en la fundición del metal proveniente de la etapa de electrólisis son hornos eléctricos de inducción de mediana frecuencia. En la Figura 2.3 se muestra el esquema del horno usado en la planta industrial.



**Figura 2.3.** Esquema del horno eléctrico usado en la fusión del zinc catódico (Sinclair, 2005)

La temperatura de fusión debe estar en el rango de 500 a 550 °C para evitar la volatilización y oxidación del Zn. La alimentación de los cátodos se realiza mediante una tolva ubicada en la parte superior del horno, esta tolva garantiza el secado previo de los cátodos y evitar así la oxidación del Zn. Además, al proceso

de fusión se añadió  $\text{NH}_4\text{Cl}$  como carga fundente en una relación de 15/20 g alimentación (Espinoza, 2012, p. 63), este compuesto se sublima y forma una escoria en la etapa de fusión, también pueden generar pequeñas emisiones de amoníaco y gases ácidos. Una vez terminado el proceso de fundición, el Zn es enviado a los equipos de colada que forman los lingotes del peso deseado para la comercialización.

### 3 CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

Los equipos principales para la planta de recuperación de Zn, consisten en tanques con agitación mecánica, celdas electrolíticas y horno de fundición. El dimensionamiento fue calculado a partir de la alimentación de cabeza de los polvos de acería en el proceso (4 860 kg/ciclo), los tiempos de residencia en cada etapa, porcentaje de sólidos que posea cada pulpa antes y después de las distintas operaciones como lixiviación, incremento de pH y cementación.

Los tanques de lixiviación, cementación e incremento de pH fueron diseñados con base a las normas API 620 “Design and Construction of Large Welded Low-Pressure Storage Tanks”, API 650 “Welded Steel Tanks for Oil Storage” y API 2000 “Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks” (API 2000, 1998; API 620, 2002; API 650, 2012).

Se determinó el volumen del recipiente, diámetro interno, altura, ubicación y número de boquillas y el espesor de pared necesario y garantizar una buena operación bajo las condiciones de cada sub-proceso. Para determinar las dimensiones de los tanques de lixiviación, incremento de pH y cementación, se estableció un factor de seguridad del 15 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p 37).

Para los tanques a presión atmosférica, el espesor del tanque se estableció con la Ecuación 3.1 (Sinnott, 2009, p. 879).

$$t_t = \frac{\delta_L \times H \times g}{2 \times S_t \times E} \times \frac{D_i}{1000} \quad [3.1]$$

Donde:

- $t_t$ : espesor requerido del tanque para una altura H (mm)
- $\delta_L$ : densidad del líquido o solución (kg/m<sup>3</sup>)
- E: eficiencia de la junta (si se aplica)
- g: aceleración gravitacional (9,81 m/s<sup>2</sup>)
- $S_t$ : tensión máxima permisible para el material del tanque (N/mm<sup>2</sup>)

H: altura del tanque (m)

D<sub>i</sub>: diámetro del tanque (m)

Los tanques usados en el proceso están constituidos por un agitador mecánico con el objetivo de homogenizar la mezcla y mejorar la transferencia de masa (Metcalf y Eddy, 1995 pp. 246-247). La velocidad de agitación a usarse en los tanques de lixiviación, cementación e incremento de pH es de 720 rpm. (Ricaurte, 2013 pp. 97).

Los criterios que se emplearon para elegir un sistema de agitación (tipo y tamaño de impulsor) y brindar un patrón de flujo adecuado a las pulpas resultantes fueron: la viscosidad de mezcla, la velocidad de agitación y el volumen del tanque (Metcalf y Eddy, 1995 pp. 249-257). Los sistemas de agitación mecánica fueron seleccionados de acuerdo con los valores de las dimensiones y potencia, resultantes de las Ecuaciones 3.2 a la 3.10 (Metcalf y Eddy, 1995, p. 247).

$$d_i = \frac{1}{3} D \quad [3.2]$$

$$W = \frac{1}{5} d_i \quad [3.3]$$

$$H_i = d_i \quad [3.4]$$

$$L = \frac{1}{4} d_i \quad [3.5]$$

$$\frac{r}{2} = \frac{1}{8} d_i \quad [3.6]$$

$$H_i = D \quad [3.7]$$

$$W_d = \frac{1}{10} D \quad [3.8]$$

$$S = \frac{1}{4} D \quad [3.9]$$

$$P = G^2 \times \mu \times V \quad [3.10]$$

Donde:

d<sub>i</sub>: diámetro del agitador (m)

D: diámetro del tanque (m)

H<sub>i</sub>: altura del agitador respecto del fondo (m)

W: ancho de las palas del agitador (m)

- L: longitud de las palas del agitador (m)  
 r/2: longitud de las palas del agitador mecánico montadas en el disco central (m)  
 H<sub>l</sub>: altura del líquido (m)  
 W<sub>d</sub>: ancho de los deflectores (m)  
 S: diámetro del disco central (m)  
 P: potencia del agitador mecánico (W)  
 G: gradiente de velocidad medio (1/s)  
 μ: viscosidad dinámica del fluido (Ns/m<sup>2</sup>)  
 V: volumen del tanque (m<sup>3</sup>)

Las operaciones de lixiviación, incremento de pH y cementación se realizan a temperatura ambiente; es por esta razón que no es necesario ningún tipo de material aislante en los equipos y tuberías del proceso. (Ricaurte, 2013 pp. 97-98; Peters y Timmerhaus, 2002, p. 77).

El diseño de las celdas electrolíticas se efectuó con base en el trabajo realizado por Ricaurte J. (2013). Las celdas estarán compuestas por ánodos de Pb y cátodos de Al (Moreno, 2012 p. 8). La determinación del volumen y número de celdas necesarias, se realizó con base al volumen de la solución purificada que se obtiene después de la cementación. Se sobredimensionó la altura de las celdas electrolíticas en un 20 % para evitar derrames durante la operación de la planta industrial (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

Se usó la Ecuación 3.11 en la determinación el tiempo teórico necesario para que se deposite una determinada cantidad en peso de Zn (Bagotsky, 2006, p. 17):

$$t_o = \frac{M_{Zn} \cdot \#eq \cdot K_F}{PM_{Zn} \cdot I} \quad [3.11]$$

Donde:

- M<sub>Zn</sub> : Masa de Zn (g)  
 t<sub>o</sub> : Tiempo de operación (min)  
 #eq : Número de equivalentes (eq/mol)

- $I$  : Intensidad de corriente (A)  
 $K_F$  : Constante de Faraday (c/eq)  
 $PM_{Zn}$  : Masa molecular del Zn (g/mol)

La intensidad de corriente se calculó según la Ecuación 3.12:

$$I = \delta_I \cdot A_T \quad [3.12]$$

Donde:

- $\delta_I$  : Densidad de corriente (A/m<sup>2</sup>)  
 $A_T$  : Área transversal (m<sup>2</sup>)

La densidad de corriente en el proceso de electrodeposición es de 725 A/m<sup>2</sup>, ya que a esta condición el Zn no muestra núcleos de deposición dispersos en el área de los cátodos de la celda electrolítica (Ricaurte, 2013).

Finalmente, el Zn catódico se fundirá a una temperatura superior a 450 °C (Ricaurte, 2013, p. 52). El dimensionamiento y especificaciones del horno se determinaron a partir del flujo de operación, tiempo de residencia y opciones comerciales disponibles.

Las dimensiones y características de operación de los filtros prensa dependen de las características y flujo de la corriente de entrada, y de las características de la corriente de salida que se quieran obtener después de cada proceso, así como también del porcentaje de sólidos de cada pulpa resultante (Espinoza, 2012, p. 53). Cada filtro prensa tiene bastidores y soportes para su correcto funcionamiento.

En el diseño y selección de las tuberías se estimó el caudal y diámetro adecuados para minimizar pérdidas por fricción. Se utilizó la ecuación clásica de Bernoulli en el cálculo de los parámetros de funcionamiento de cada línea de transporte de flujo, necesarios en la determinación de los diámetros y espesores de las tuberías al considerar las propiedades de los fluidos correspondientes a cada proceso. Las

velocidades y presiones de operación no deben exceder el valor máximo establecido por el tipo de fluido que transportan (PDVSA, 1994, pp. 8-9; API RP 14E, 1991, pp. 14-26). La tolerancia del material se consideró de acuerdo a la norma API 5L “*Specification for Line Pipe*” (API 5L, 2004, pp. 68-71).

Las bombas necesarias fueron diseñadas con base en el balance de masa y la Ecuación 3.13 que considera el caudal de operación para determinar la potencia requerida. En este diseño se consideró un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37; Sinnott y Towler, 2013, pp. 1230-1244). Finalmente, se determinó el tipo de bomba a utilizar y se seleccionó el equipo adecuado a partir de un catálogo disponible en el mercado.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B \quad [3.13]$$

Donde:

$P_{\text{bomba}}$ : potencia de la bomba (HP)

Q: caudal del efluente ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$\gamma$ : peso específico ( $\text{kg}/\text{m}^2\text{s}^2$ )

$H_B$ : altura generada por la bomba (m)

En la selección de equipos del sistema de bombeo se capitalizó la disminución de la demanda energética y maximización de la eficiencia del proceso. Así también se consideró aspectos de corrosión (desgaste del material) y durabilidad del sistema debido al manejo de soluciones de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, pp. 203-204).

Para el dimensionamiento de las válvulas manuales se consideró el caudal y la presión. El tipo de válvula se seleccionó de un catálogo y depende de la constante de descarga de la válvula ( $C_v$ ) como indica la Ecuación 3.14 y un factor de seguridad del 10 %. (Fisher y Emerson Process Management, 2005, p. 76).

$$C_v = 1,169 \times kv \quad [3.14]$$

Donde:

Cv: capacidad de la válvula

Kv: constante de descarga

## 4 DISEÑO DE LA PLANTA

### 4.1 DIAGRAMA DE BLOQUES BPD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

En la Figura 4.1 se indica el diagrama de bloques (BPD), que resume el balance de masa de la planta de recuperación de Zn de los polvos de acería, ya que indica los flujos másicos de las corrientes que componen cada operación unitaria del proceso y que tienen un orden secuencial. Además, se puede observar el porcentaje en masa de Zn que está presente en cada flujo siendo este metal el que se ha de recuperar. Las características principales de cada etapa se encuentran dentro de cada bloque que representa una operación unitaria del proceso.

En las Figura 4.2 hasta la 4.7, se indican los diagramas de flujo (PFD) de la planta industrial con base en las operaciones unitarias definidas, los balances de masa y energía, el dimensionamiento de los equipos principales y la selección de los equipos secundarios, siendo diagramas de ingeniería básica que constituyen el diseño de una planta industrial. Estos diagramas se realizaron de acuerdo a los criterios de la Norma ANSI/ISA S5.1 “*Instrumentation Symbols and Identification*” (ANSI/ISA S5.1, 2009; Sinnott y Towler, 2013, pp. A.1–A.10) y con el uso del software *AutoCAD* versión estudiantil.

### 4.1.1 DIAGRAMA DE BLOQUES BPD

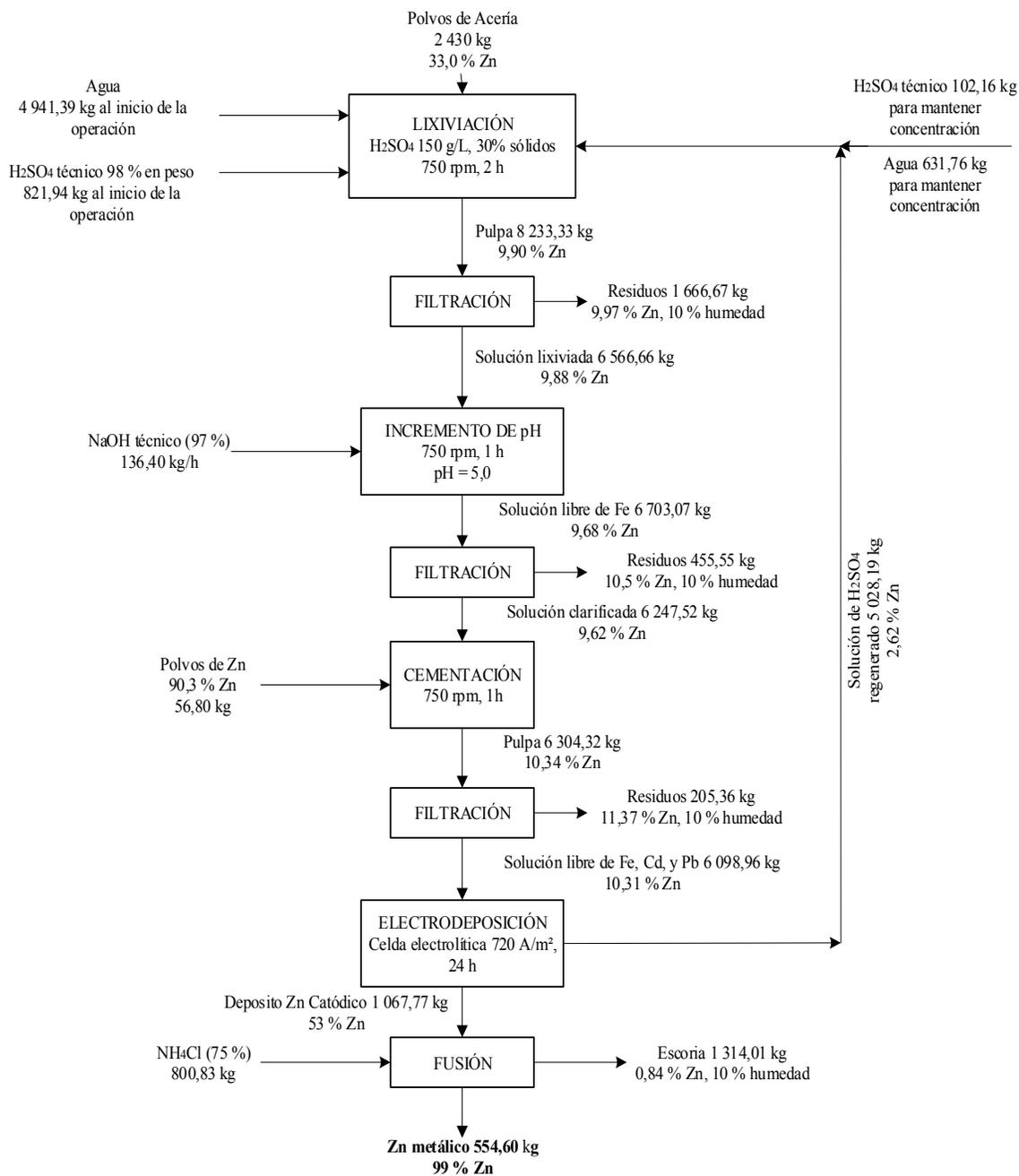


Figura 4.1. Diagrama de bloques (BFD) para la planta de recuperación de zinc

### 4.1.2 DIAGRAMA DE FLUJO PFD

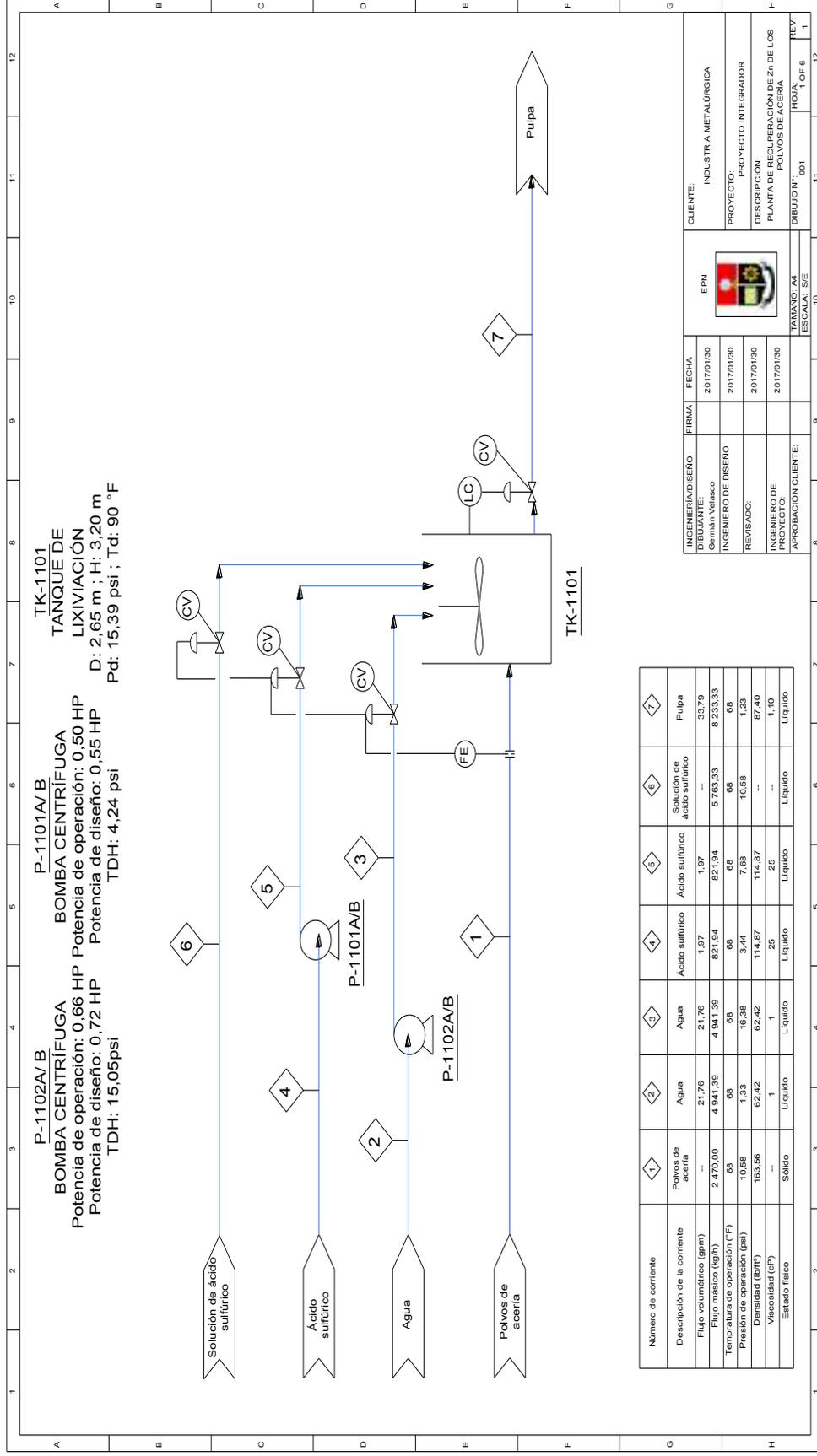
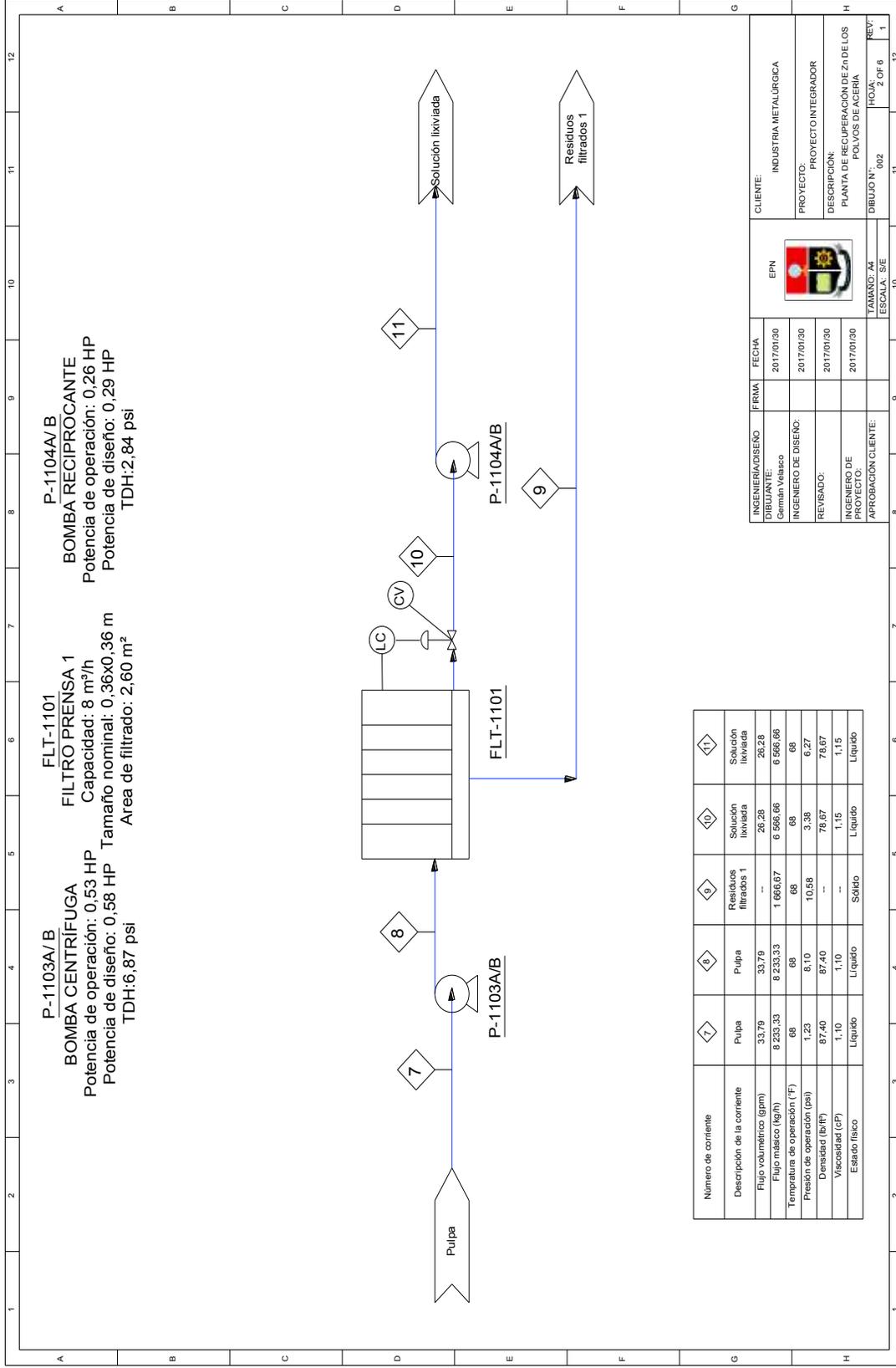


Figura 4.2. Diagrama de flujo primera parte



Número de corriente	7	8	9	10	11
Descripción de la corriente	Pulpa	Pulpa	Residuos filtrados 1	Solución lixiviada	Solución lixiviada
Flujo volumétrico (gpm)	33,79	33,79	---	28,28	28,28
Flujo másico (kg/h)	8 235,33	8 235,33	1 966,67	6 996,66	6 996,66
Temperatura de operación (°F)	68	68	68	68	68
Presión de operación (psi)	1,23	8,10	10,58	3,38	6,27
Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	87,40	87,40	---	78,67	78,67
Viscosidad (cP)	1,10	1,10	---	1,15	1,15
Estado físico	Líquido	Líquido	Sólido	Líquido	Líquido

INGENIERO/DISEÑO	FIRMA	FECHA	 EPN	CUENTE:	INDUSTRIA METALURGICA
DIBUJANTE:	German Velasco	2017/01/30		PROYECTO:	PROYECTO INTEGRADOR
INGENIERO DE DISEÑO:		2017/01/30	DESCRIPCION:	PLANTA DE RECUPERACION DE Zn DE LOS POLVOS DE ACERIA	
REVISADO:		2017/01/30	DIBUJO N°:	002	
INGENIERO DE PROYECTO:		2017/01/30	TAMANO:	A4	
APROBACION CLIENTE:			ESCALA:	SIE	
			HOJA:	2 OF 6	
			REV:	1	

Figura 4.3. Diagrama de flujo segunda parte

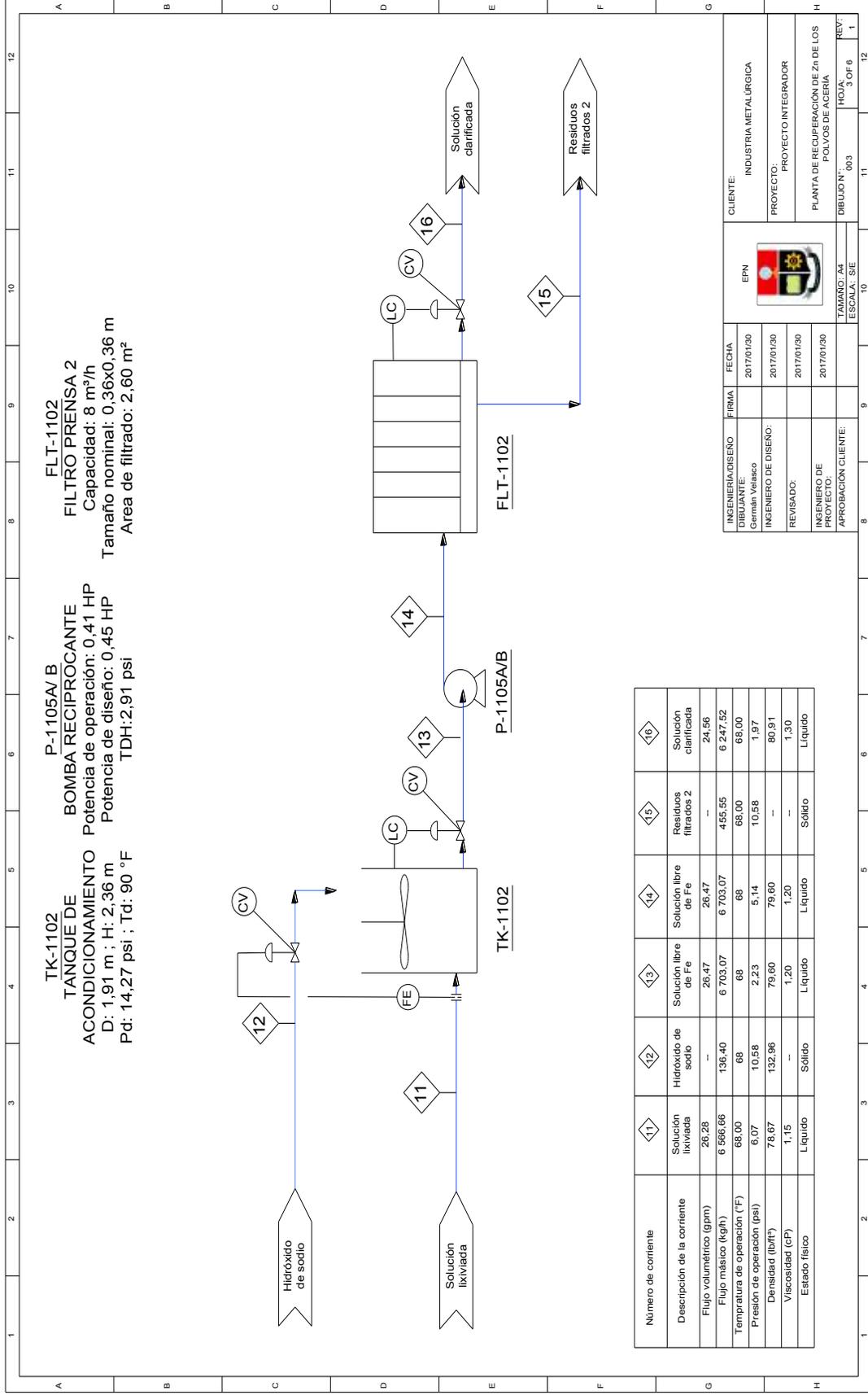


Figura 4.4. Diagrama de flujo tercera parte

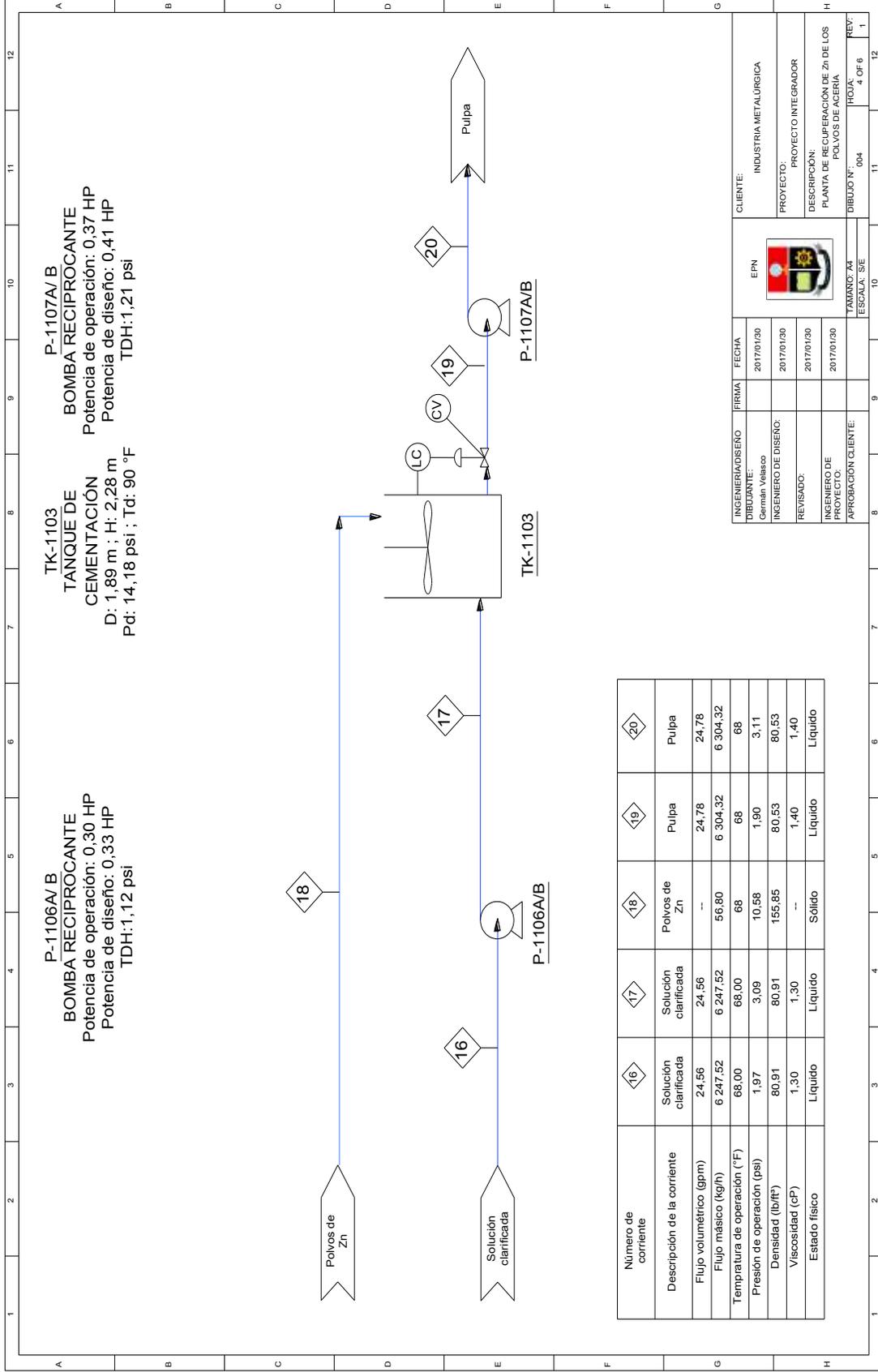


Figura 4.5. Diagrama de flujo cuarta parte

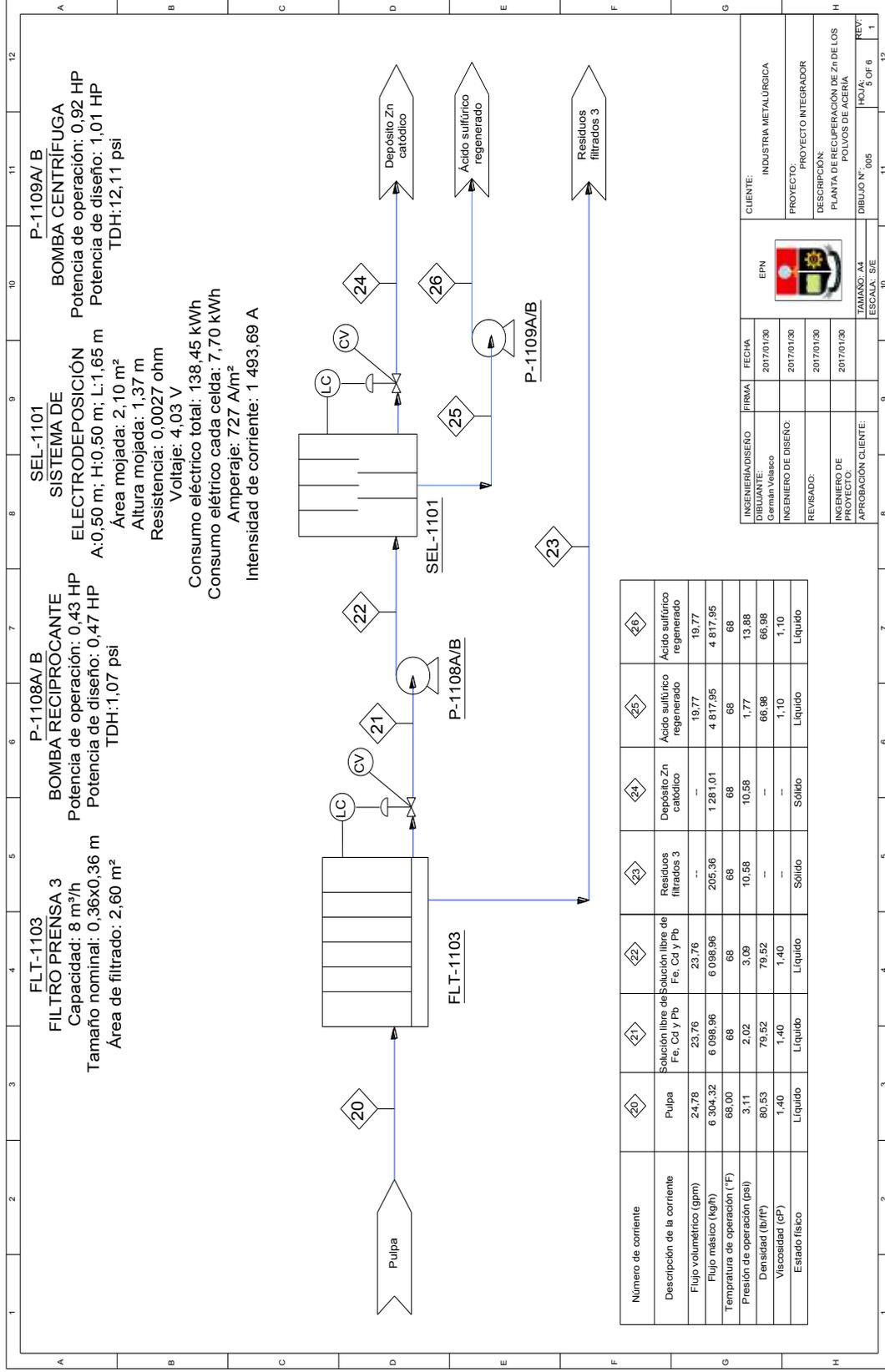
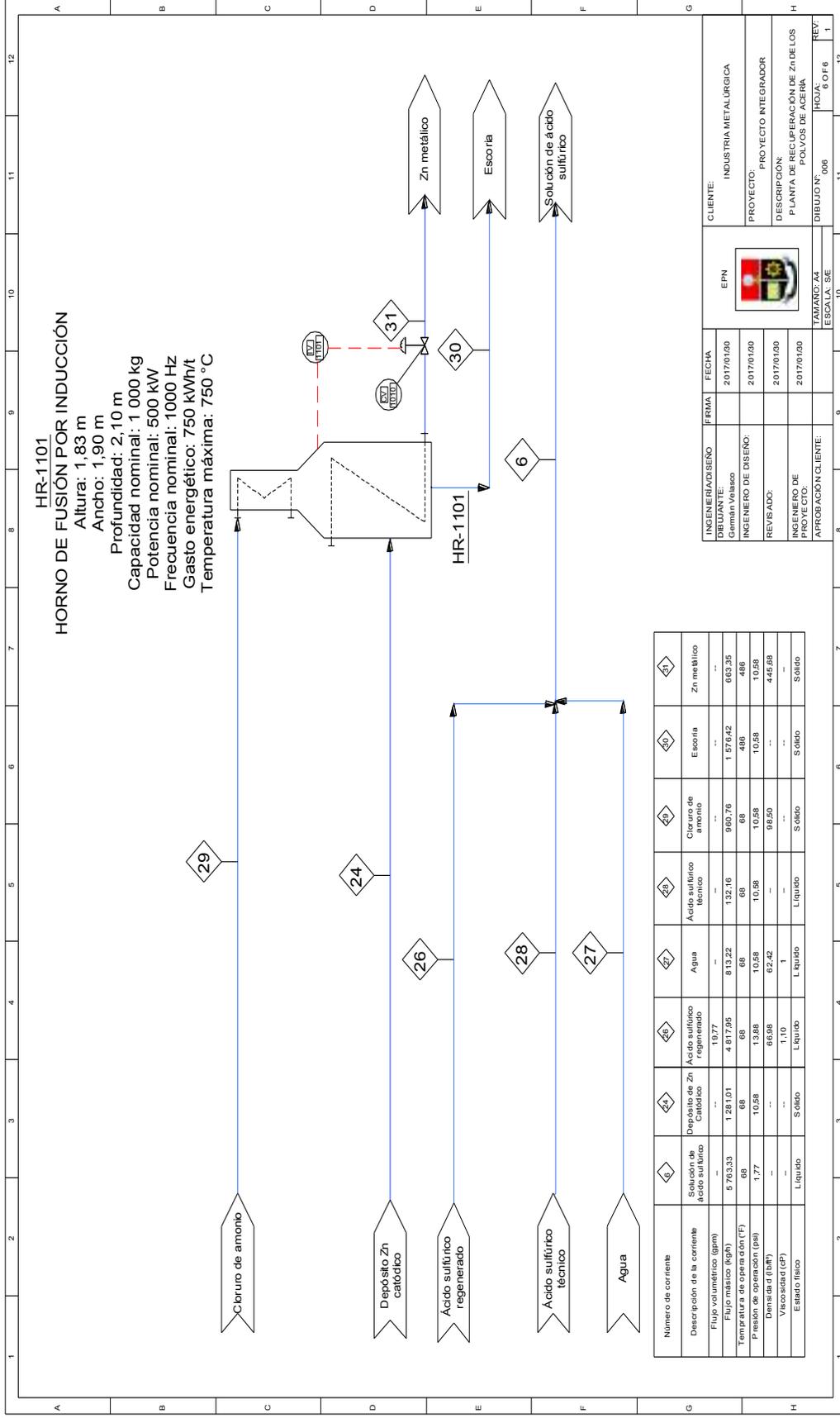


Figura 4.6. Diagrama de flujo quinta parte



**Figura 4.7.** Diagrama de flujo sexta parte

## 4.2 BALANCE DE MASA

Inicialmente la capacidad de la planta de recuperación de Zn presente en los polvos de acería sería de 19,44 t/día, en jornadas de trabajo de la planta industrial de 8 h/día por lo que la cantidad de materia prima a tratar sería 2,43 t/h. Al realizar de mejor manera la investigación sobre el proceso global y las operaciones necesarias para la recuperación del Zn, se presentaron una serie de inconsistencias del proceso al trabajar una jornada de 8 h diarias, debido a la existencia de procesos u operaciones unitarias 'críticas' o 'cuello de botella' que requieren un prolongado tiempo de residencia para que se efectúen y que implican un excesivo consumo de energía eléctrica, principalmente. Estas operaciones unitarias son la electrodeposición que necesita un tiempo mínimo de operación de 23 h y la fusión en horno de inducción que opera 24 h los 365 días del año.

Con la capacidad de 2,43 t de polvos de acería en cada línea de proceso, se determinó los flujos másicos de todas las operaciones unitarias. Los cálculos pertinentes se indican en el Anexo I.

Al tener un conjunto de procesos Batch es preciso determinar un tiempo de ciclo de producción de cada línea. Dentro de este tiempo establecido, cada línea de proceso tratará 4,86 t de polvos de acería. En la Tabla 4.1 se presenta el balance de masa correspondiente a cada operación unitaria de la planta de recuperación de Zn que componen una línea de producción.

**Tabla 4.1.** Resultados del balance de masa para una planta de recuperación de zinc

Nº corriente	Descripción	Cantidad de masa (kg)	% Zn	Cantidad masa de Zn (kg)
1	Polvos de acería	2 430,00	33,00	815,10
2	Agua al proceso de lixiviación	4 941,39	0,00	0,00
5	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> al proceso de lixiviación	821,94	0,00	0,00
4	Pulpa lixiviada a filtración 1	8 233,33	9,90	815,10
10	Pulpa filtrada a incremento de pH	6 566,66	9,88	648,93

**Tabla 4.1.** Resultados del balance de masa para una planta de recuperación de zinc  
(continuación...)

11	NaOH a incremento de pH	136,40	0,00	0,00
13	Solución clarificada libre de Fe a filtración 2	6 703,07	9,68	648,93
6	Solución clarificada libre de Fe a cementación	6 247,52	9,62	601,01
12	Polvos de Zn a cementación	56,80	90,30	51,29
14	Solución lixiviada libre de Fe, Cd y Pb a filtración 3	6 304,32	10,34	652,39
15	Solución lixiviada libre de Fe, Cd y Pb a electrodeposición	6 098,96	10,31	628,80
8	Residuos filtración 1	1 666,67	9,97	166,67
19	Residuos filtración 2	455,55	10,50	47,83
16	Residuos filtración 3	205,36	10,31	23,35
17	Depósito de Zn catódico a fusión	1 067,77	53,00	565,92
18	NH <sub>4</sub> Cl a fusión	800,83	0,00	0,00
20	Escoria	1 314,01	0,84	11,37
25	Zn metálico	554,60	99,00	549,05
26	Solución ácida recirculada a lixiviación	5 028,19	2,62	131,74

### 4.3 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

Se determinó un tiempo total de un ciclo de producción mediante la suma total del tiempo parcial de cada proceso que conforma el ciclo global de la recuperación de Zn. Mediante el diseño de un diagrama de Gantt, se podrá diferenciar de mejor manera el tiempo y el orden de cada operación unitaria. Además, se dividió la capacidad de procesamiento total de polvos de acería en 4 líneas de producción que van a ser iguales, y que procesarán 4,86 t de polvos de acería, cumpliendo así, la capacidad total de la planta.

La industria operará las 24 h/día en 3 turnos de 8 h para los trabajadores. Debido a que la producción de polvos de acería por parte de las empresas siderúrgicas ecuatorianas es diaria y existe la disponibilidad diaria de materia prima para la recuperación de Zn. En la Tabla 4.2 se detalla el tiempo de residencia que necesita cada operación unitaria en el proceso de recuperación de Zn.

**Tabla 4.2.** Tiempos de residencia de cada operación unitaria de la planta de recuperación de zinc

Operación Unitaria	Letra	Tiempo de residencia (h)
Lixiviación	A	2,0
Filtración 1	B	0,5
Incremento de pH	C	1,0
Filtración 2	D	0,5
Cementación	E	1,0
Filtración 3	F	0,5
Electrodeposición	G	23,0
Fusión	H	2,0

(Espinoza, 2012, pp. 84-86; Ricaurte, 2013, pp. 78-86)

Como se observa en la Tabla 4.2 el proceso que condiciona la planificación de la producción de la planta industrial, es la etapa de electrodeposición de la solución proveniente de la etapa de filtración 3 (cuello de botella). Debido a la presencia de esta operación unitaria (electrodeposición) que necesita un tiempo prolongado de ejecución dentro del proceso industrial, es necesario emplear un método y una estrategia, adecuados para reducir el tiempo de inoperancia de los equipos y de los trabajadores e incrementar al máximo la producción de la planta.

Hay que considerar que también existen procesos manuales dentro del proceso de recuperación de Zn, que deben ser realizados por los obreros y técnicos de la nómina de personal. Estas operaciones son la alimentación de los reactivos químicos en estado sólido necesarios para cada proceso, limpieza y mantenimiento de filtros prensa, limpieza y mantenimiento de válvulas, limpieza de los tanques, medición de pH del sulfato de Zn en las celdas electrolíticas, control de la intensidad de la corriente eléctrica en las celdas electrolíticas y la separación con lavado de los cátodos de aluminio con agua destilada para separar el Zn depositado en su superficie.

En la realización de la planificación de la producción de la planta de recuperación de Zn se empleará las técnicas de revisión y evaluación de proyectos (*método PERT*). Para determinar los tiempos en cada equipo se empleó los rangos

permisibles de velocidades, tiempos de retención, tiempos de llenado y vaciado de tanques, traslado de los cátodos de Zn con el metal depositado en la superficie, etc.

Para determinar el tiempo estimado y la varianza se emplean las Ecuaciones 4.1 y 4.2 (Ingeniería Industrial Online, 2017).

$$T_e = \frac{\text{tiempo optimista} + 4 * \text{tiempo probable} + \text{tiempo pesimista}}{6} \quad [4.1]$$

Donde:

$T_e$ : Tiempo estimado (s)

$$\sigma^2 = \left( \frac{\text{tiempo pesimista} - \text{tiempo optimista}}{6} \right)^2 \quad [4.2]$$

Donde:

$\sigma^2$ : Varianza

En la Tabla 4.3 se describen los tiempos y varianza para cada actividad.

**Tabla 4.3.** Actividades, tiempos y varianza de la planta de recuperación de zinc

Actividad	Letra	Tiempo óptimista (min)	Tiempo probable (min)	Tiempo pesimista (min)	Actividad precedente	Tiempo estimado (min)	Varianza ( $\sigma^2$ )
Lixiviación	A	120	170	200	Ninguna	170	180
Filtración 1	B	30	60	80	A	60	70
Incremento de pH	C	60	90	120	B	90	100
Filtración 2	D	30	60	80	C	60	70
Cementación	E	60	90	120	D	90	100
Filtración 3	F	30	60	80	E	60	70
Electrodeposición	G	1 380	1 500	1 600	F	1 500	1 344
Fusión	H	60	90	120	G	90	100
Recirculación de solución ácida	I	20	40	60	G	40	44

Se determina la desviación estándar ( $\sigma$ ) a partir de la Ecuación 4.3 (Ingeniería Industrial Online, 2017).

$$\sigma = \sqrt{\sum \sigma_i^2} \quad [4.3]$$

$$\sigma = \sqrt{2076} = 45,56$$

Donde:

$\sigma_i^2$ : Varianza

$\sigma$ : Desviación estándar

A continuación se procede a determinar la probabilidad de cumplir con la planificación, para esto se emplea el criterio de la distribución normal a partir de la Ecuación 4.4 (Ingeniería Industrial Online, 2017).

$$z = \frac{\mu - X}{\sigma} \quad [4.4]$$

Donde:

Z: Área bajo la curva de probabilidad de distribución normal

$\mu$ : Sumatoria del tiempo pesimista de todas actividades

X: Sumatoria del tiempo estimado de todas las actividades

$$z = \frac{2\,310 - 2\,260}{43,46} = 1,15$$

A partir del valor de Z, se emplean las tablas de distribución normal, con esto se concluye que existe una probabilidad de terminar la planificación de la producción de un 87,49 % (Faraco, 2006). En la Figura 4.8 se detalla el gráfico de planificación óptimo del proyecto.

En color amarillo se representa el primer cargamento de 2,47 t de polvos de acería que entran al proceso de lixiviación. Esta materia prima será purificada y llegará al proceso de electrodeposición donde usará la mitad del número total de celdas electrolíticas presentes en una línea de producción, por 25 h para que se

efectúe la separación del Zn catódico. Este proceso se describe en el diagrama de Gantt por G 1.

En color rojo se representa el segundo cargamento de 2,47 t de polvos de acería que entran al proceso de lixiviación. Esta materia prima será purificada y llegará al proceso de electrodeposición donde usará la otra mitad del número total de celdas electrolíticas por 25 h para que se efectúe la separación del Zn catódico. Este proceso se describe en el diagrama de Gantt por G 2.

El proceso de fundición (H) está representado en el diagrama de Gantt por color verde oscuro. Como se observa en la Figura 4.8, este proceso durará 24 h/día debido a la inercia térmica que el horno posee al alcanzar la temperatura de fundición de la mezcla de la masa que contiene el Zn catódico y la carga fundente. El tiempo de residencia que se necesita la fundición de la mezcla es de 2 h, por este motivo, en cada intervalo de 120 min se cargará una cierta cantidad de mezcla, que será la necesaria con el motivo de que el total de la carga se pueda fundir en 24 h seguidas. Así se logra que el horno de fundición tenga una capacidad menor a la que tendría si se alimentara toda la mezcla a fundir en un solo cargamento. Esto se efectúa para reducir el consumo energético del horno, ya que al disminuir su capacidad y su tamaño, el consumo eléctrico es significativamente menor.

Con el color verde claro en la Figura 4.8, se representa el tiempo destinado para la limpieza de las celdas electrolíticas, limpieza de filtros, revisión de las condiciones de las materias primas del siguiente ciclo de proceso.

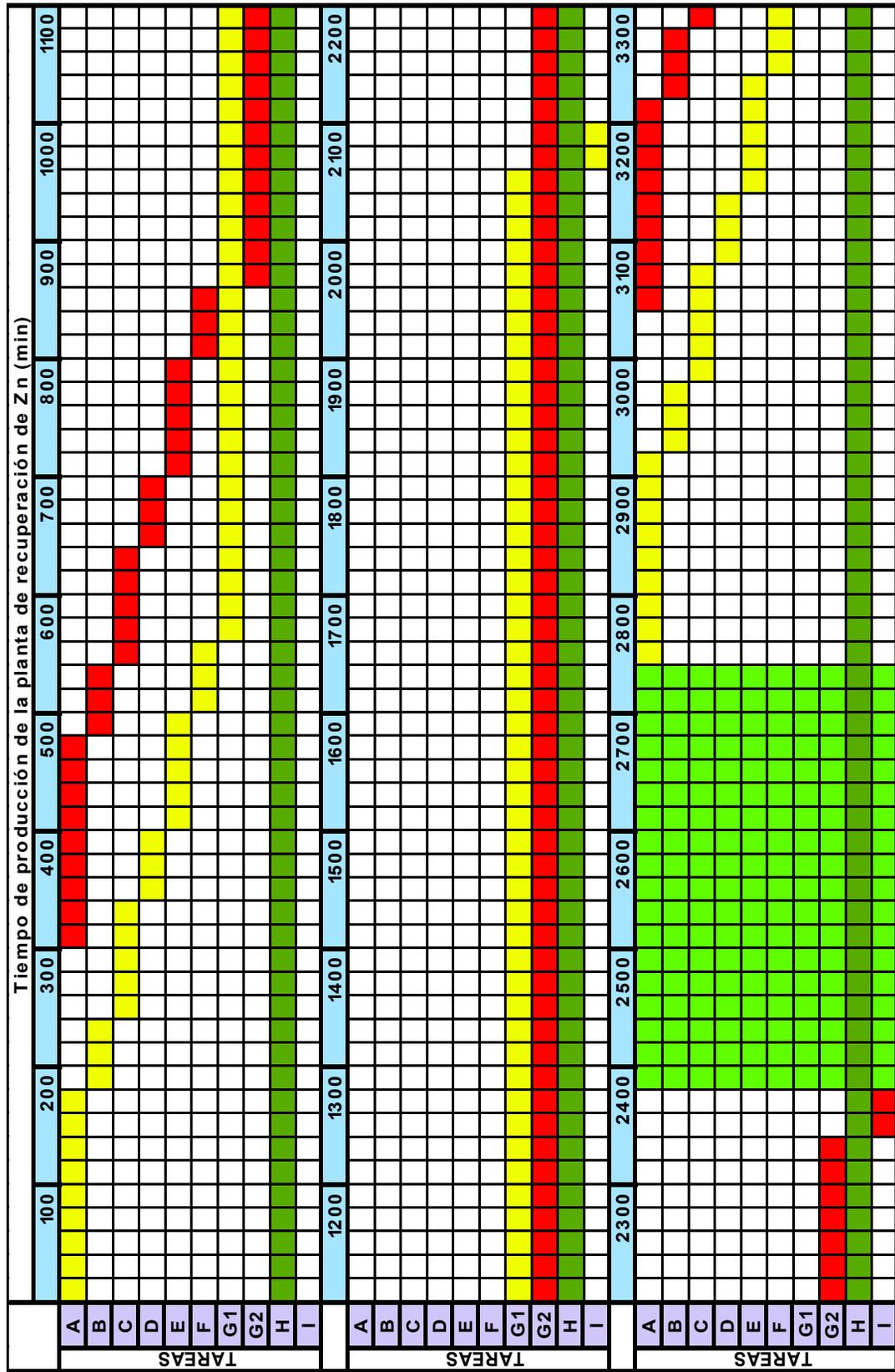


Figura 4.8. Gráfico de planificación óptima de una línea de producción de la planta de recuperación de zinc

#### **4.4 BALANCE DE ENERGÍA**

Para determinar el consumo total de energía de la planta de recuperación de Zn, se tomó en cuenta el gasto energético de cada equipo principal y secundario, el tiempo de operación correspondiente a cada uno de estos y el número de equipos de cada clase que existen dentro la planta (Anexo III). Estos datos fueron obtenidos en el diseño correspondiente a cada equipo.

En la Tabla 4.4 se muestra el consumo total de los equipos presentes en todas las líneas de producción de la planta industrial.

Para el horno de inducción, el consumo energético se determinó al tomar en cuenta que este equipo permanecerá encendido la mayoría de tiempo. Según el diagrama de Gantt de la Figura 4.8 que muestra la planificación de actividades y procesos que suceden en la producción de Zn, la planta entra en un periodo de mantenimiento cada 46 h, sin embargo el tiempo que permanecería encendido del horno de inducción será de 24 h, los 365 días del año, y será apagado únicamente para el mantenimiento del material refractario que posea la máquina.

**Tabla 4.4.** Consumo de energía total correspondiente a la planta de recuperación de zinc

	Equipo	Cantidad	Potencia [kW/h]	Tiempo de operación [h]	Energía consumida por día individual [kW/día]	Energía consumida por día total [kW/día]	Energía consumida por año total [kW/año]
1	Tanque de lixiviación	4	28,58	3,50	100,03	400,12	144 043,20
2	Tanque de incremento de pH	4	10,96	2,00	21,92	87,68	31 564,80
3	Tanque de cementación	4	10,34	2,00	20,68	82,72	29 779,20
4	Filtro prensa	12	35,00	0,50	17,50	210,00	75 600,00
5	Celda electrolítica	144	7,70	23,00	177,10	25 502,40	9 180 864,00
6	Horno de inducción	1	600,00	24,00	14 400,00	14 400,00	5 184 000
7	Bomba de alimentación de ácido sulfúrico al tanque de lixiviación	4	1,50	1,00	1,5	6,00	2 160,00
8	Bomba de alimentación de agua al tanque de lixiviación	4	1,50	1,00	1,5	6,00	2 160,00
9	Bomba de alimentación de solución lixiviada al filtro prensa 1	4	1,50	0,50	0,75	3,00	1 080,00
10	Bomba de alimentación de pulpa al tanque de Incremento de pH	4	1,50	1,00	1,5	6,00	2 160,00
11	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al filtro prensa 2	4	1,50	0,50	0,75	3,00	1 080,00
12	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al tanque de cementación	4	1,50	1,00	1,5	6,00	2 160,00
13	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al filtro prensa 3	4	1,50	0,50	0,75	3,00	1 080,00
14	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada a electrodeposición	4	1,50	1,00	1,5	6,00	2 160,00
15	Bomba de recirculación de solución ácida al proceso de lixiviación	4	1,50	1,00	1,5	6,00	2 160,00
				<b>Total</b>	<b>9 781,98</b>	<b>47 745,52</b>	<b>17 188 387,20</b>

En resumen, el consumo energético total de la planta, es calculado, al multiplicar el gasto de kilovatios de cada equipo que conforma una línea de producción en el intervalo de un día, por el número total de líneas presentes (4) en la planta de recuperación de Zn.

Así, el total de energía consumida alcanza el valor de 47 745,52 kW/día.

#### **4.5 DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT) Y PLANOS DE ELEVACIÓN (VISTAS)**

La superficie disponible para la planta de recuperación de Zn es 3 500 m<sup>2</sup>. En la Figura 4.9. se indica que la planta de recuperación de Zn está constituida por la zona de operación, zona administrativa, zona de almacenamiento de materia prima e insumos y zona de parqueaderos.

La Figura 4.10. presenta la zona de operación de la planta industrial, la misma que está conformada por los tanques de lixiviación y de cementación, los tanques de acondicionamiento de pH, de los filtros prensa que son usados en las tres etapas de filtración necesaria.

La zona en la cual estarán ubicados los tanques de almacenamiento de agua del proceso y de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado, tendrá una separación considerable de la zona de operación, debido a la peligrosidad que implica el manejo y almacenamiento del ácido. Esta zona tendrá que estar rodeada por un muro de seguridad de concreto que sería diseñado por un ingeniero civil, para resguardar la seguridad de los empleados y de las instalaciones en un posible derrame de esta sustancia química.

La planta no presenta una zona de los *utilities*, ya que no son necesarias operaciones unitarias complementarias como generación de vapor, es decir, procesos y equipos necesarios para el funcionamiento de los equipos principales.

A partir de la Figura 4.11 hasta la Figura 4.16 se indican los planos de elevación, es decir, las vistas de los principales equipos que forman parte de la planta de recuperación de Zn, estos son: el tanque de lixiviación, el tanque de acondicionamiento de pH, el tanque de cementación, el filtro prensa que se va a usar en los tres procesos de filtración ya que solo se dimensionó un equipos que operará con la mayor cantidad de sólidos, el modelo de celda electrolítica que se va a usar, y el horno de fundición del Zn catódico (CCPS y AlchE, 2003).

El cálculo de las dimensiones y espesores de los diferentes tanques, filtros prensa, y de las celdas electrolíticas se determinaron con base a los criterios de diseño y balance de masa que se encuentran detallados en el Anexo II.

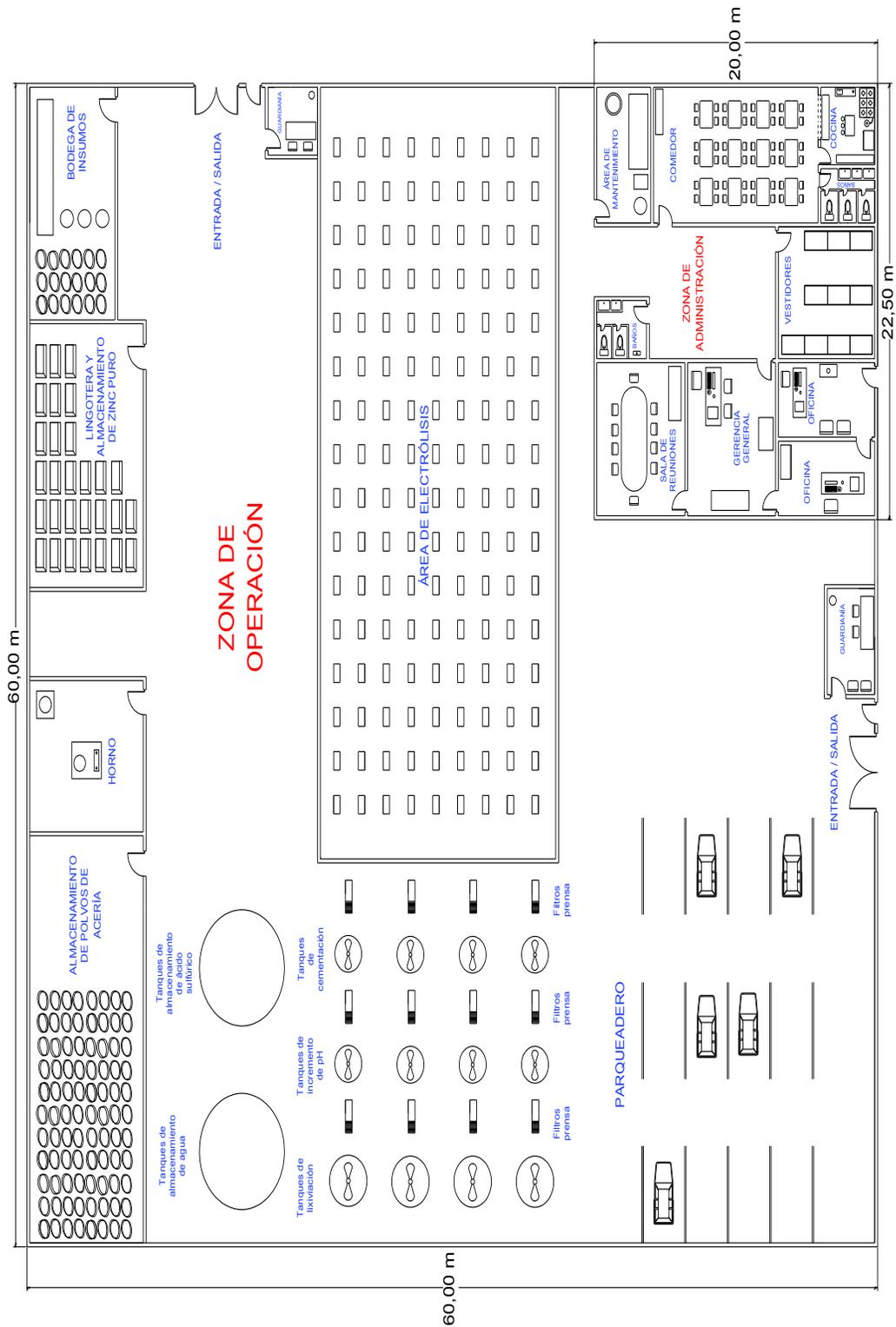


Figura 4.9. Layout de la planta de recuperación de zinc

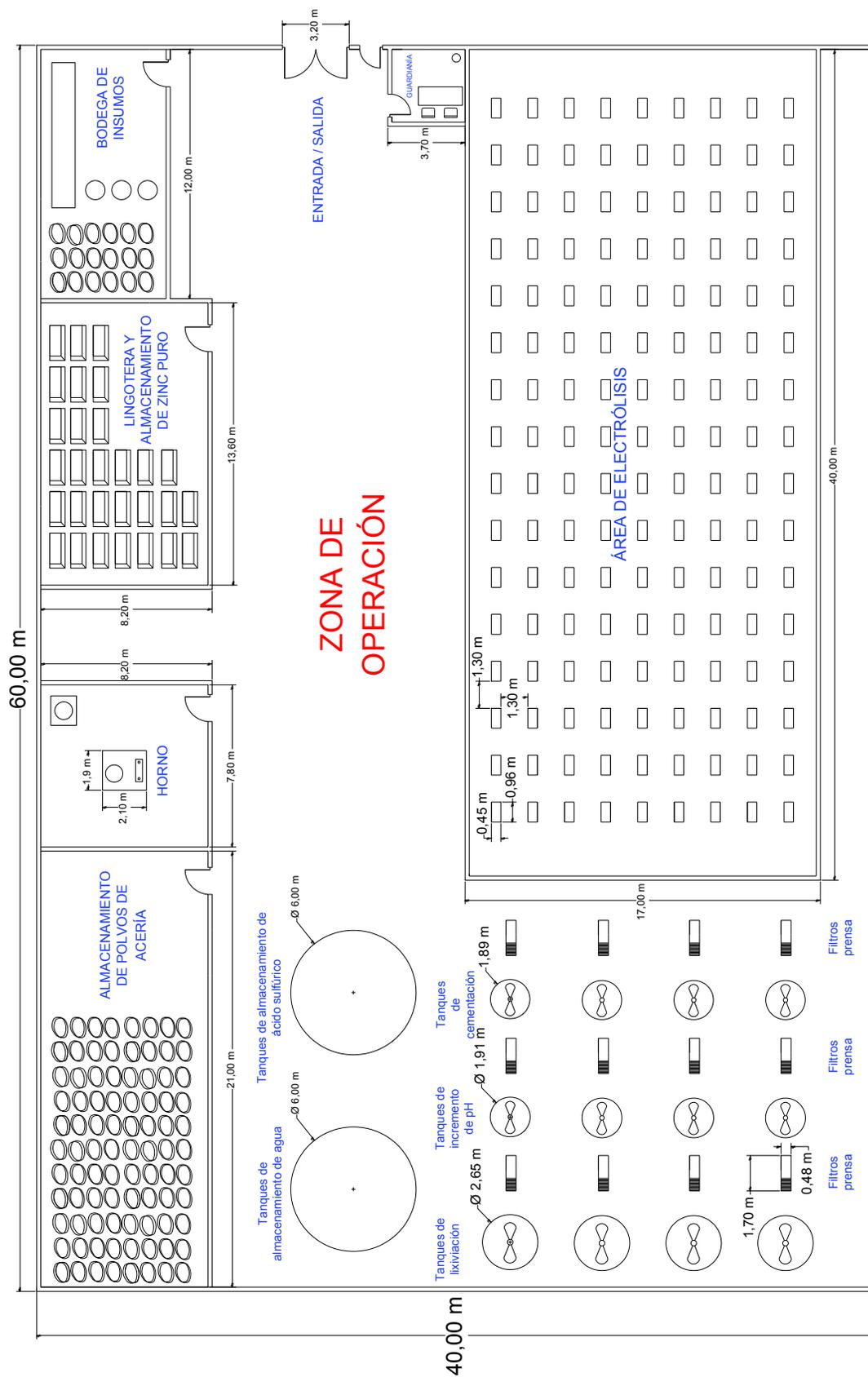


Figura 4.10. Layout de la zona de operación de la planta de recuperación de zinc

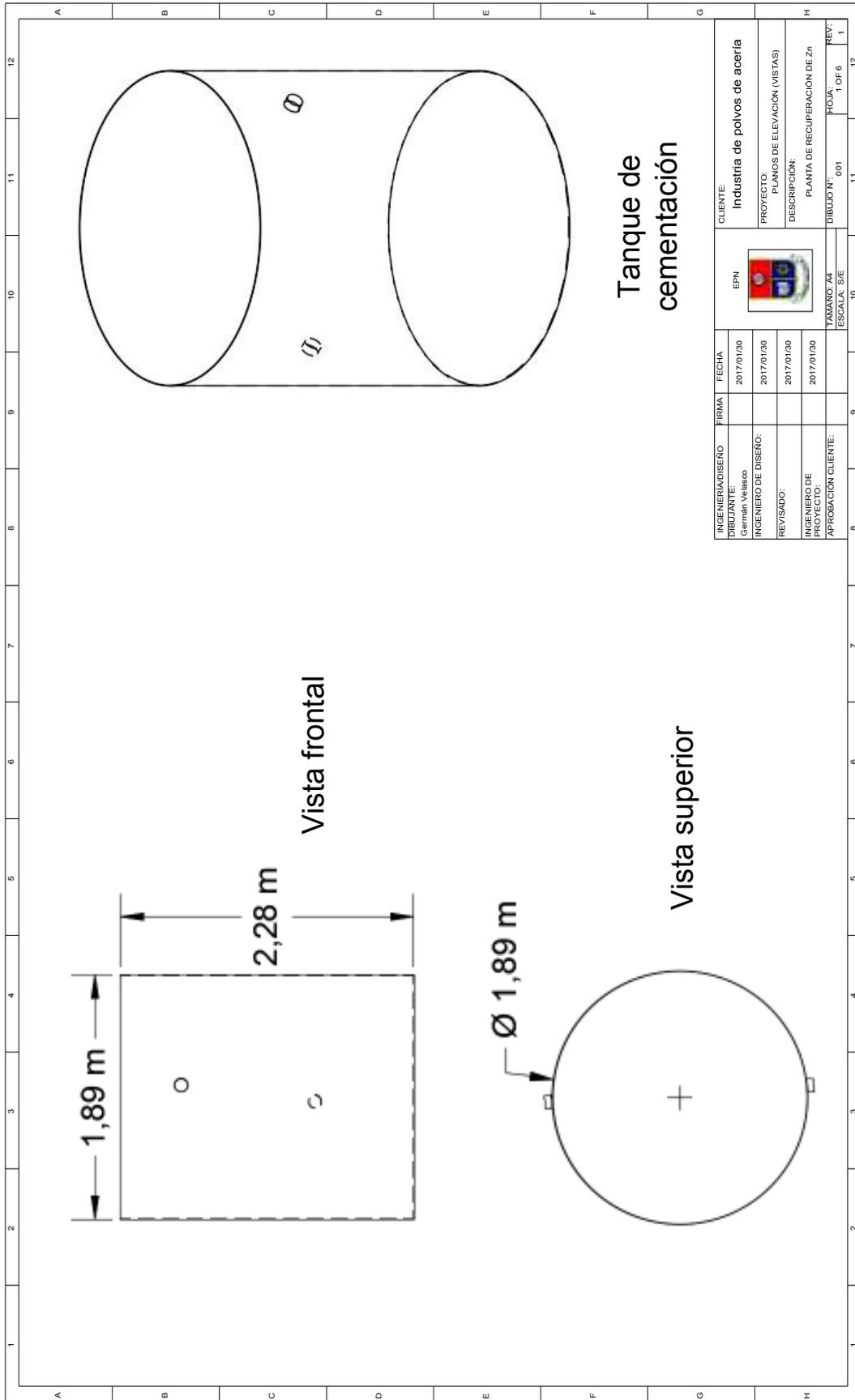


Figura 4.11. Plano de elevación del tanque de cementación

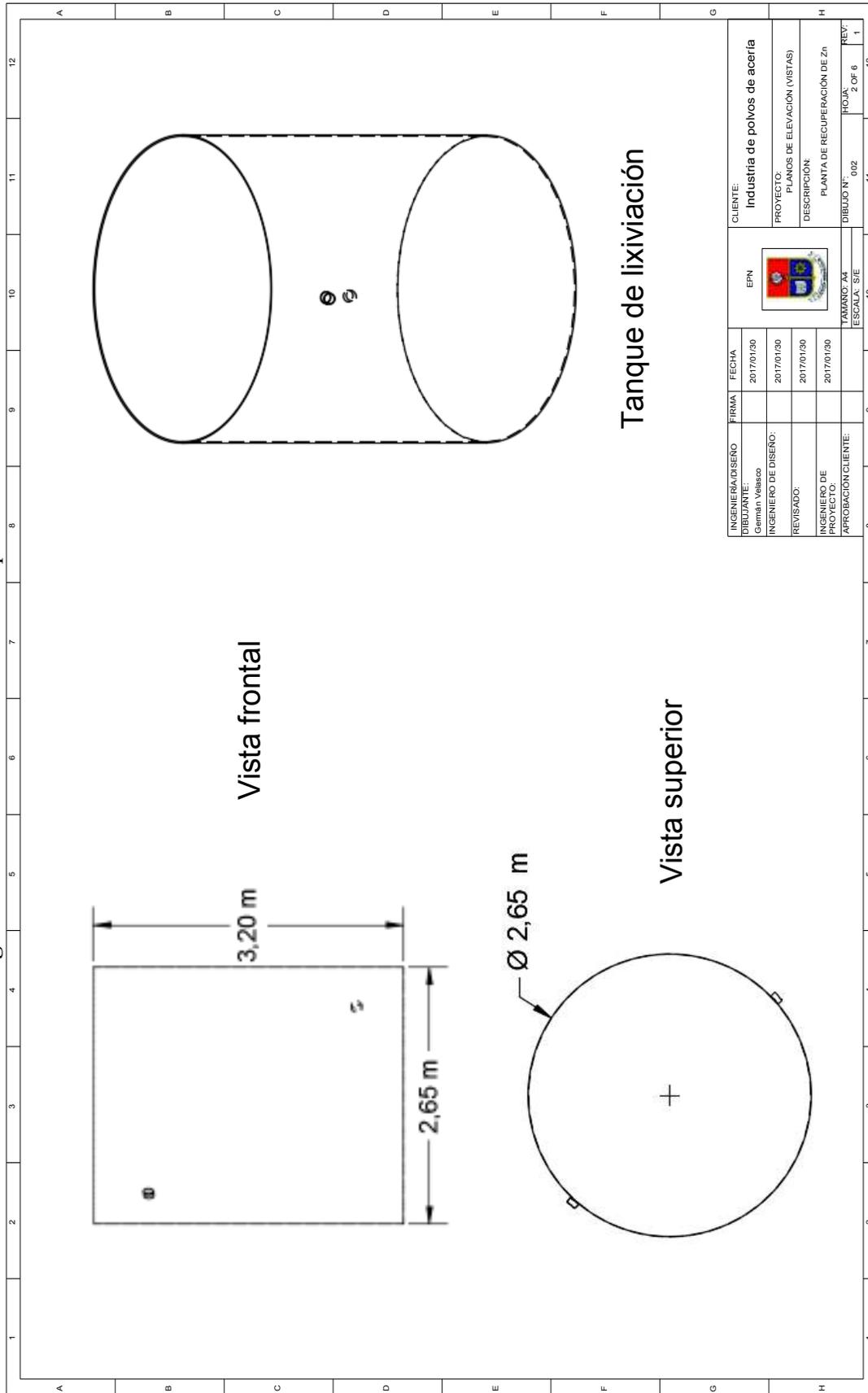


Figura 4.12. Plano de elevación del tanque de lixiviación

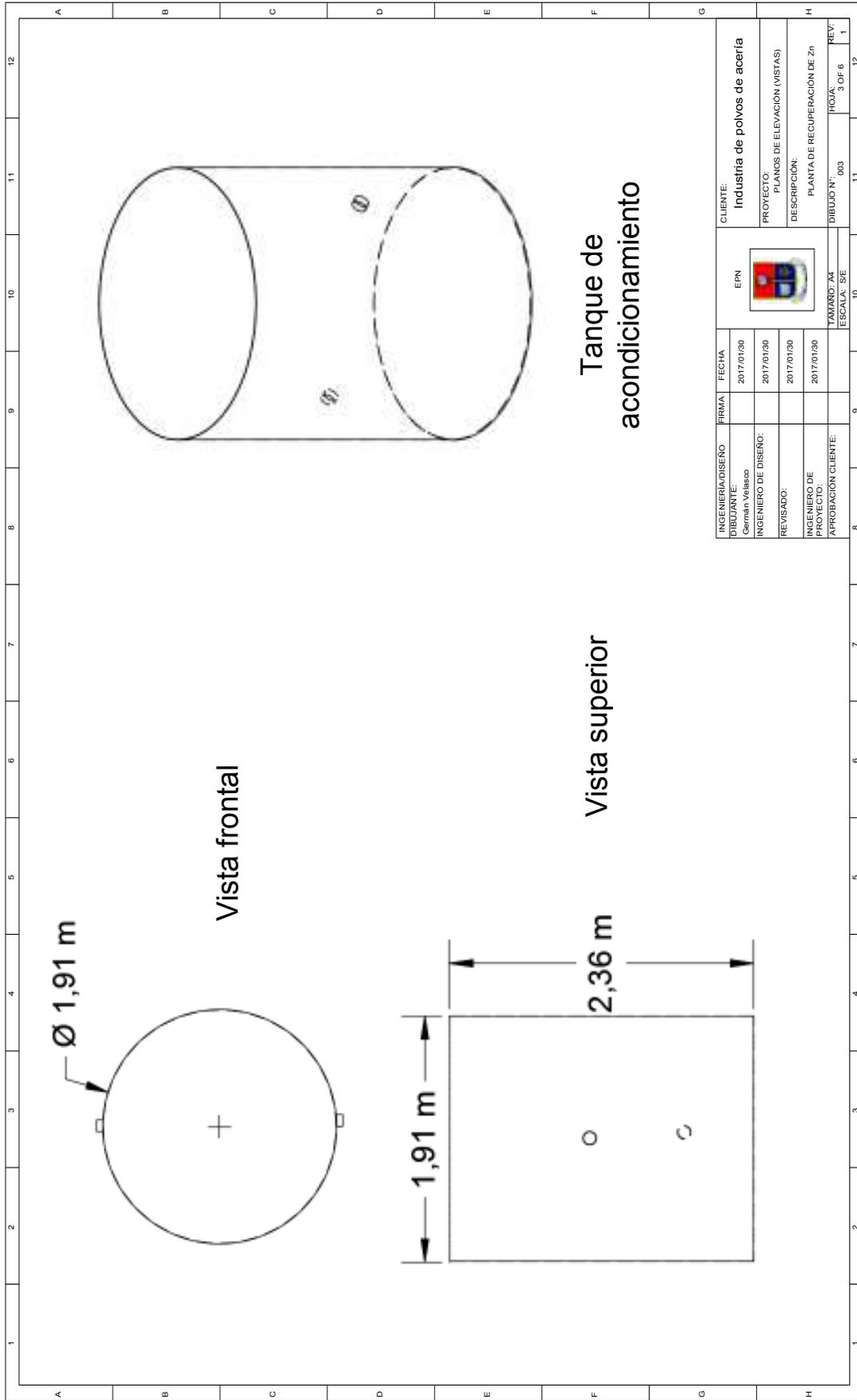


Figura 4.13. Plano de elevación del tanque de acondicionamiento de pH

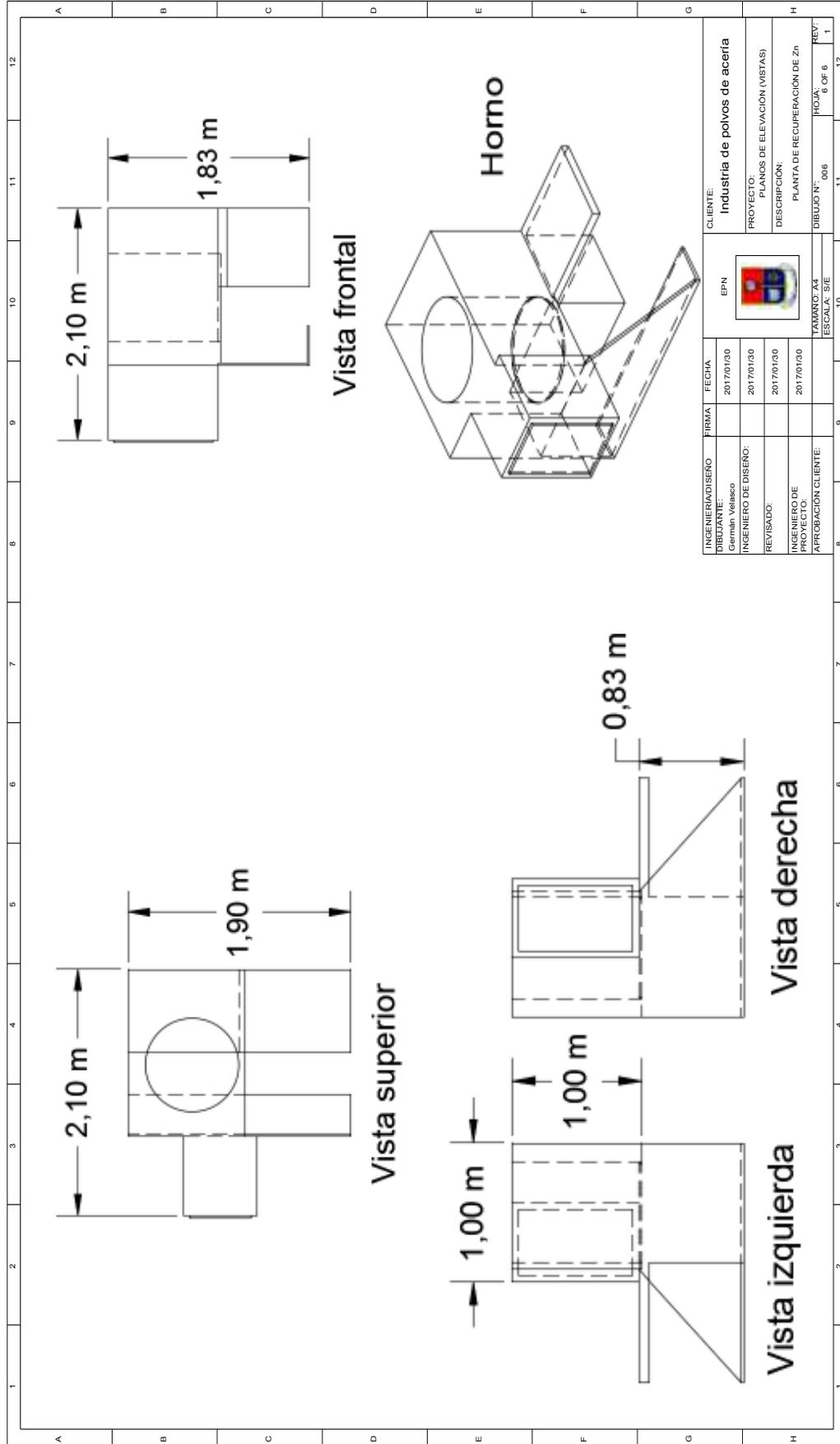


Figura 4.14. Plano de elevación del horno de inducción

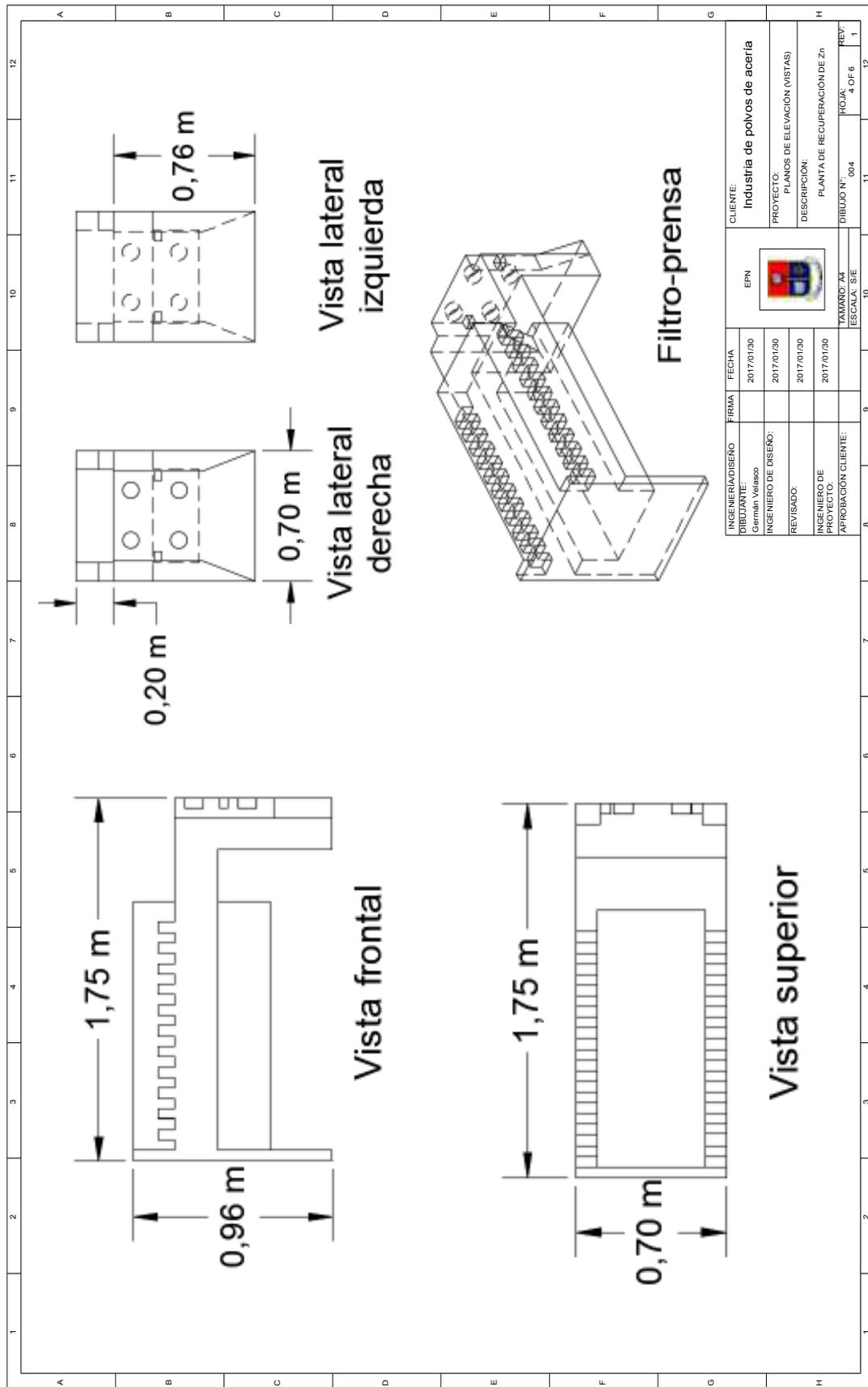
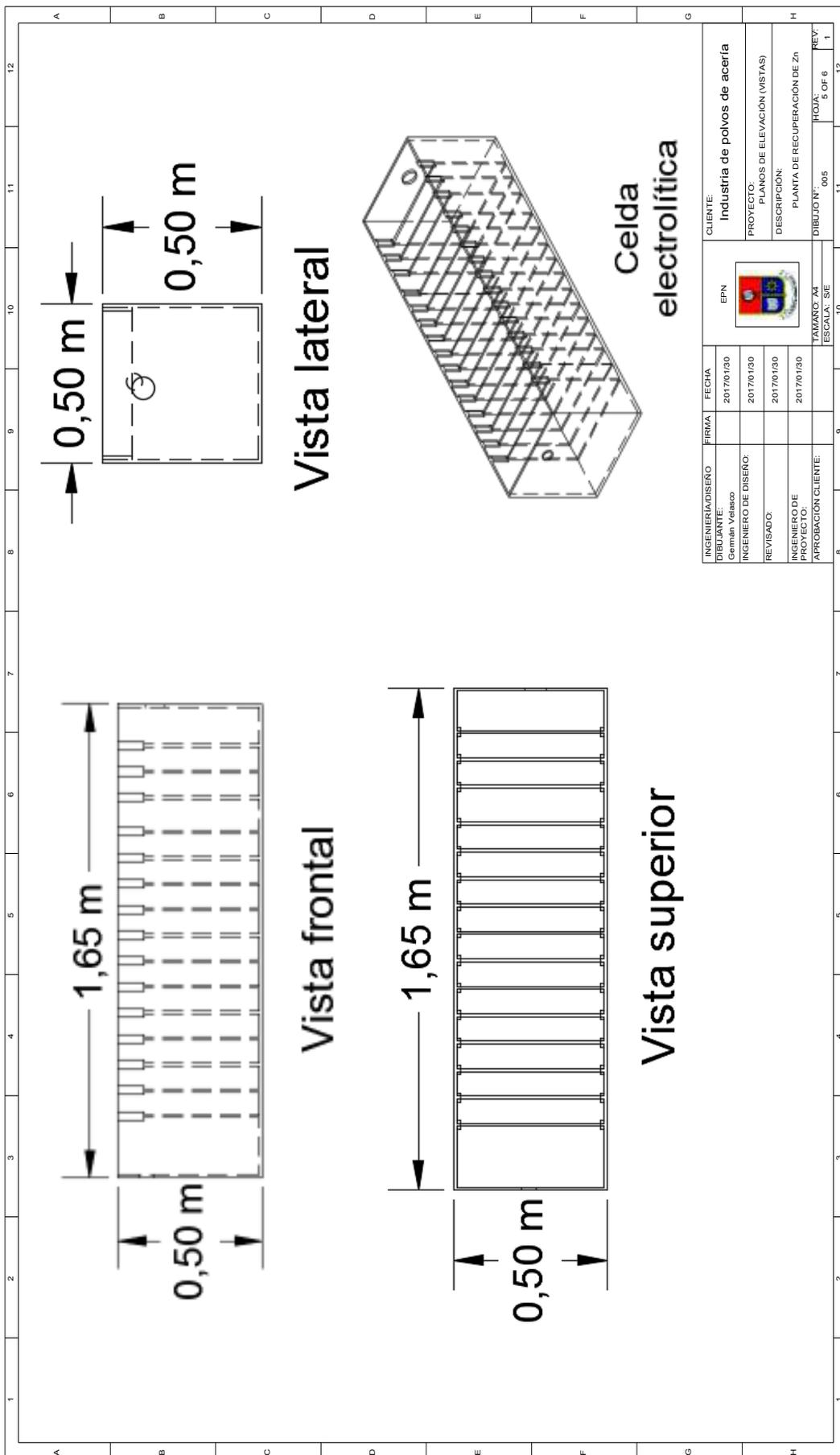


Figura 4.15. Plano de elevación del filtro prensa

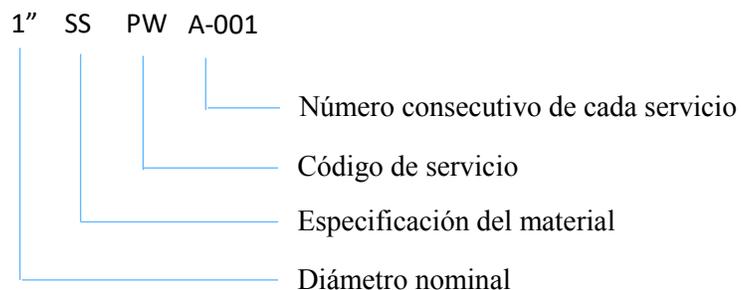


**Figura 4.16.** Plano de elevación de la celda electrolítica

## 4.6 DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) Y CONTROL

El diagrama de instrumentación, tuberías y control (P&ID), presenta la instalación y conexión de los equipos principales y secundarios, tipos de válvulas, características de tuberías y los lazos de control de la planta industrial (Guerra, 2007; PDVSA, 1994, p. 3).

El P&ID es un documento que indica información específica acerca del diseño de una planta industrial y es elaborado en un trabajo en conjunto de ingenieros de varias ramas afines al diseño de procesos industriales (Toghraei, 2014, p. 62). Este documento (P&ID) proporciona información completa de los diferentes equipos como son dimensiones, características de operación, presión y temperatura de diseño, lazos de control de la planta y especificaciones de las tuberías a usarse como muestra la Figura 4.17 (Toghraei, 2014, p. 63).



**Figura 4.17.** Codificación de las líneas de tuberías en un P&ID

A partir de la Figura 4.18 hasta la Figura 4.26 se presentan los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) y control para la planta de recuperación de Zn.

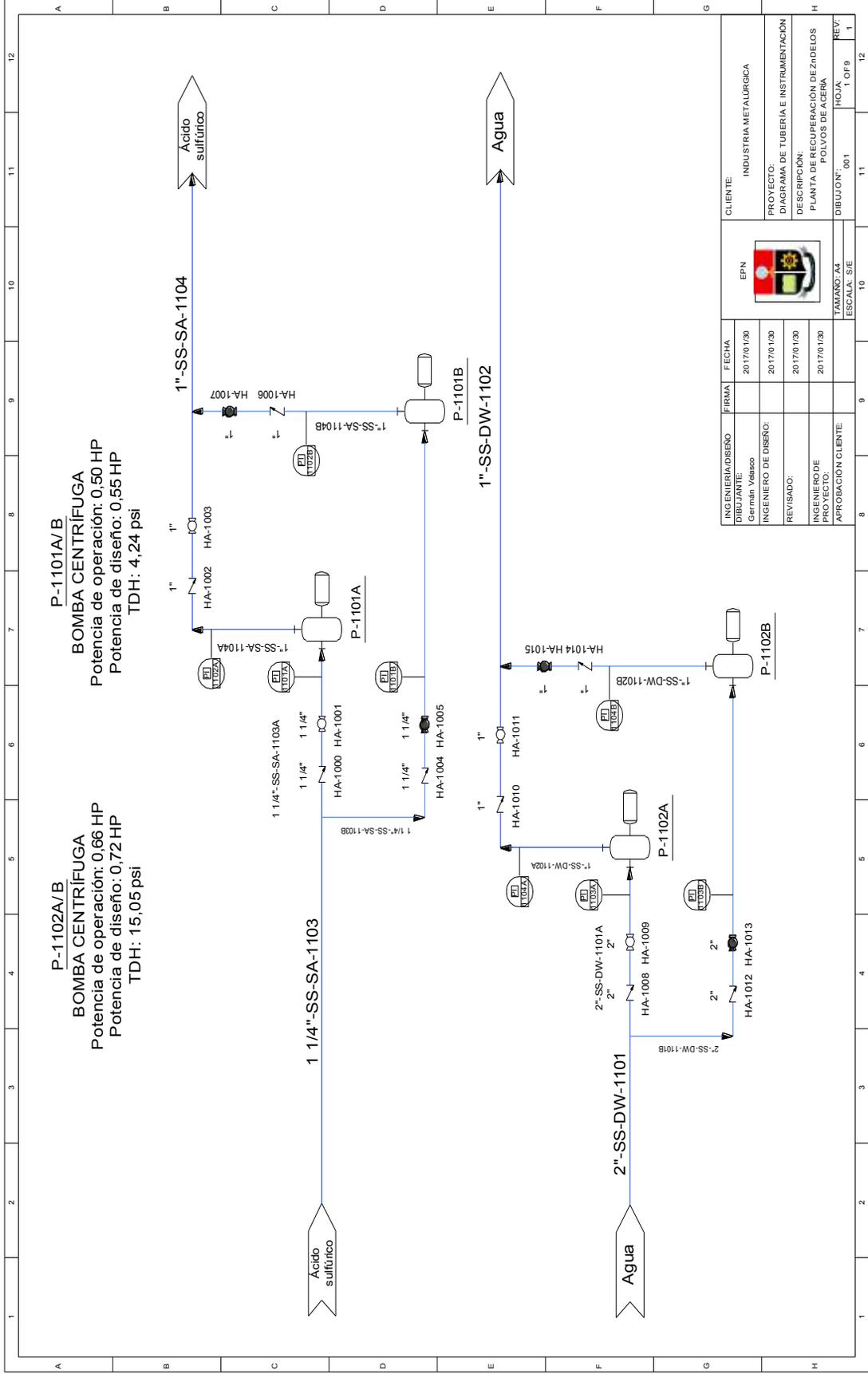
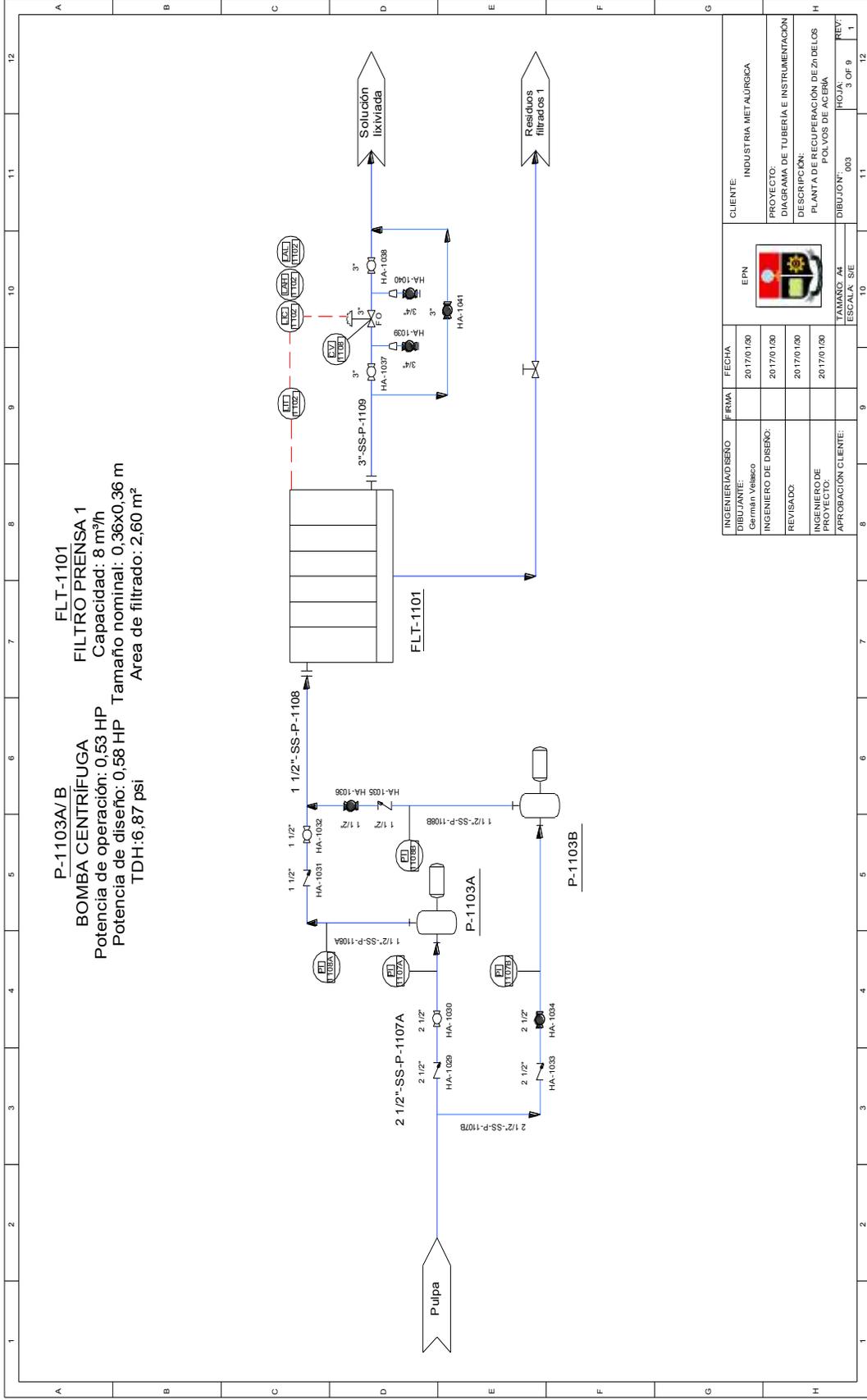




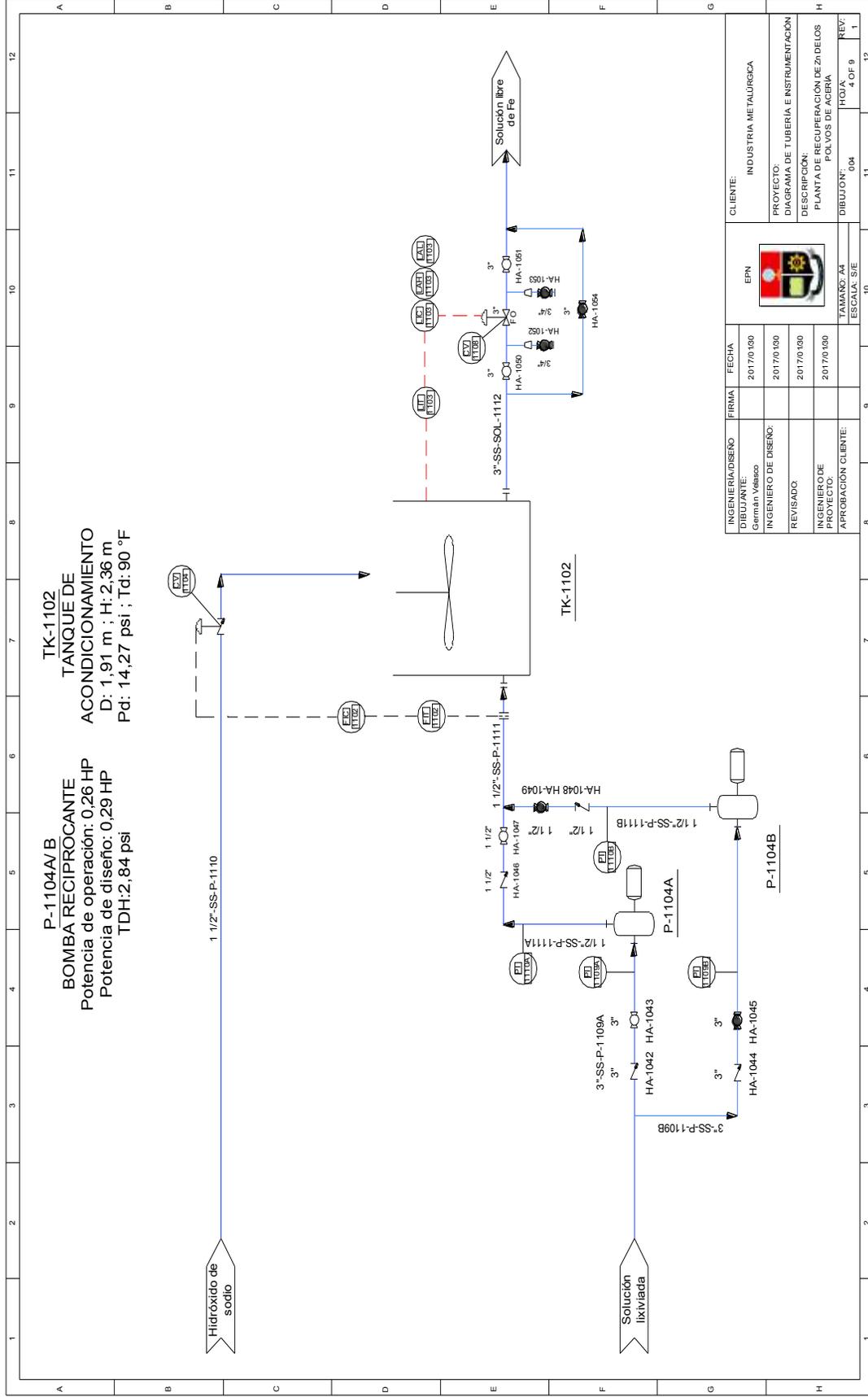
Figura 4.19. P&ID parte dos



INGENIERO/DISEÑO	FECHA	CLIENTE
DIBUJANTE: Germán Velepoco	20/7/0 1/00	INDUSTRIA METALURGICA
INGENIERO DE DISEÑO:	20/7/0 1/00	PROYECTO: DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN
REVISADO:	20/7/0 1/00	DESCRIPCIÓN: PLANTA DE RECUPERACIÓN DE ZINC DE LOS POLVOS DE ACERA
INGENIERO DE PROYECTO:	20/7/0 1/00	DIBUJÓN: TAMANO: A4 ESCALA: SIE
APROBACIÓN CLIENTE:		HOJA: 3 OF 9 REV: 1

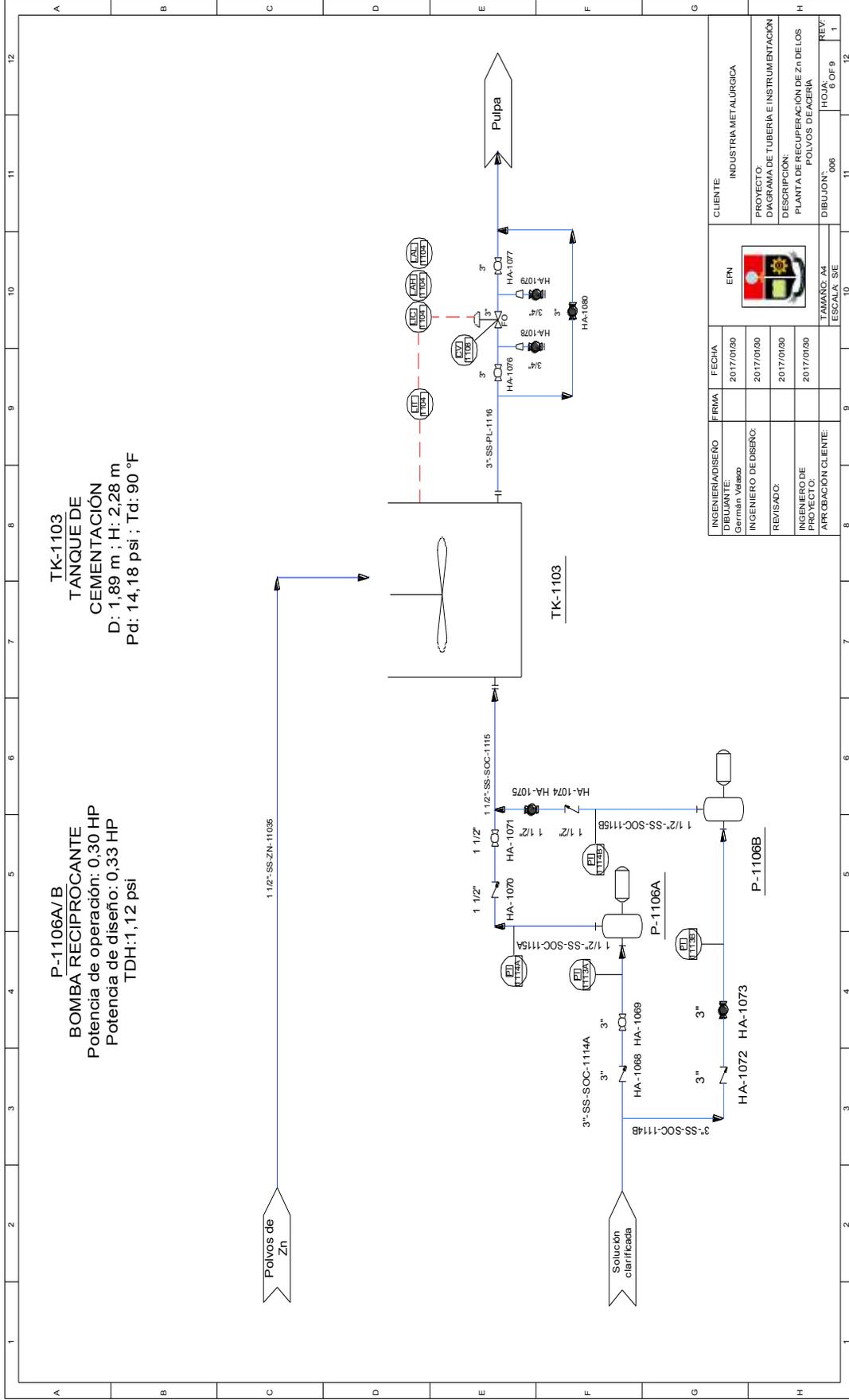


Figura 4.21. P&ID parte cuatro



INGENIERIA/DISEÑO	FIRMA	FECHA	CLIENTE:
DIBUJANTE:		2017/01/00	INDUSTRIA METALURGICA
INGENIERO DE DISEÑO:	German Velasco	2017/01/00	PROYECTO:
REVISADO:		2017/01/00	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
INGENIERO DE PROYECTO:		2017/01/00	DESCRIPCION:
APROBACION CLIENTE:		2017/01/00	PLANTA DE RECUPERACION DE ZINCO DE LOS POLVOS DE ACERA
TAMAÑO: 7/4			DIBUJON:
ESCALA: S/E			0/04
			FOJA:
			4 OF 9
			REV:
			1

Figura 4.22. P&ID parte cinco



INGENIERO/DISEÑO	FIRMA	FECHA	CLIENTE
DIBUJANTE: Germaín Velasco		2017/01/30	INDUSTRIA METALURGICA
INGENIERO DE DISEÑO:		2017/01/30	PROYECTO: DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACIÓN
REVISADO:		2017/01/30	DESCRIPCIÓN: PLANTA DE RECUPERACIÓN DE Zn DE LOS POLVOS DE ACERA
INGENIERO DE INSTRUMENTACIÓN:		2017/01/30	DIBUJÓN: 006
APROBACIÓN CLIENTE:			HOJA: 6 OF 9
			REV: 1

Figura 4.23. P&ID parte seis

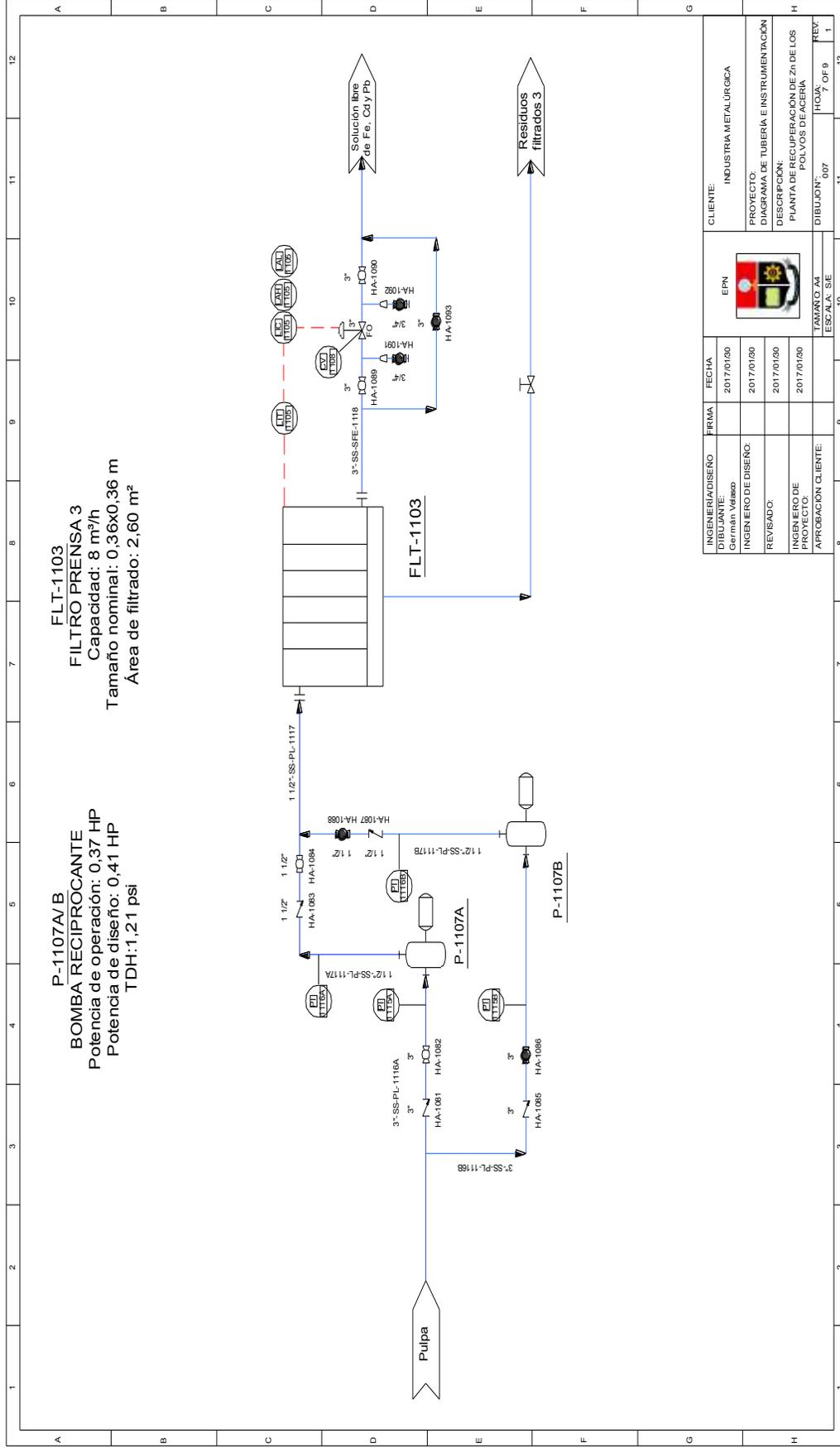
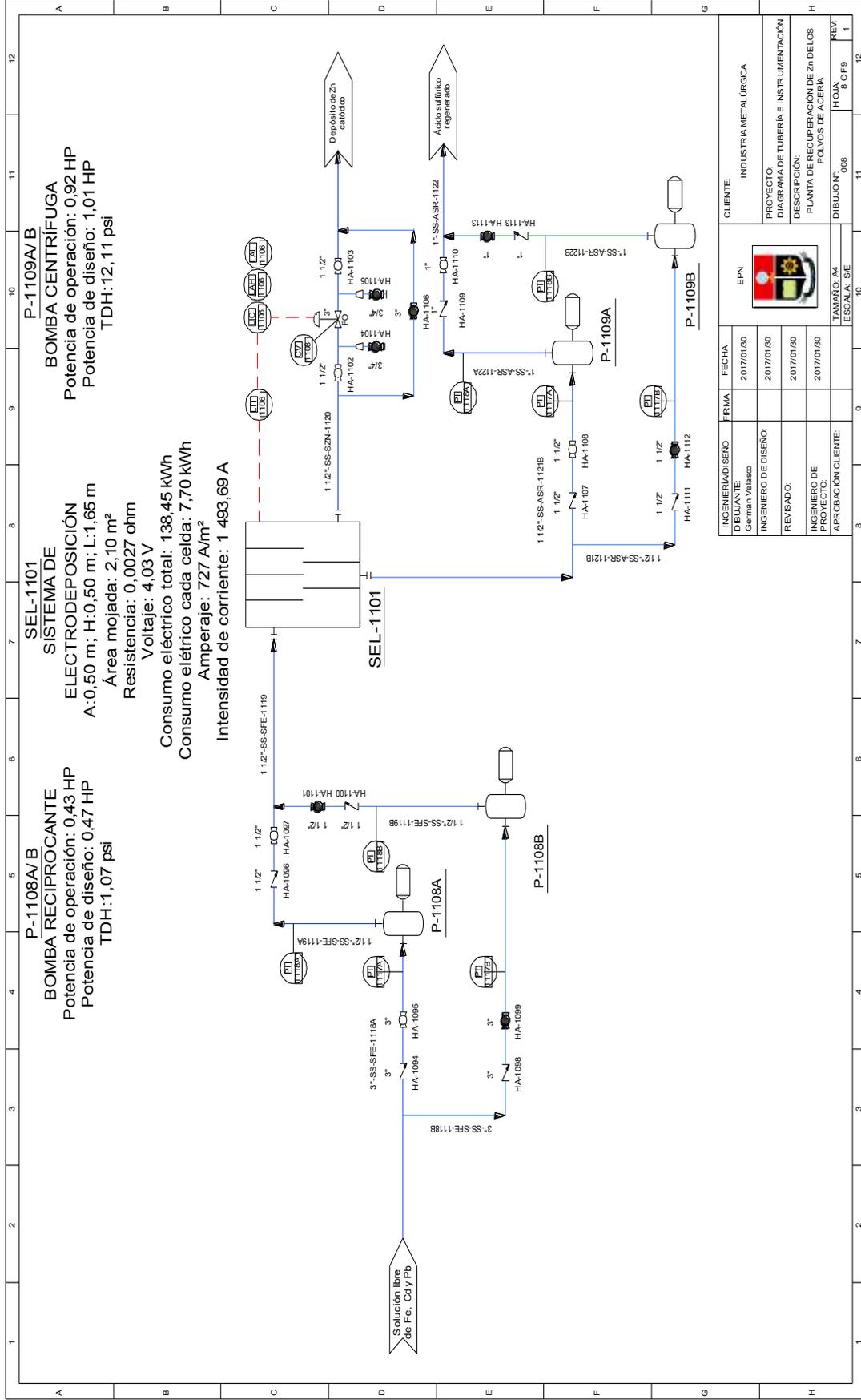


Figura 4.24. P&ID parte siete



INGENIERO/DISEÑO	FECHA	FRMA	CUENTE
German Velasco	2017/01/00		INDUSTRIA METALÚRGICA
INGENIERO DE DISEÑO	2017/01/00		EPN
REVISADO	2017/01/00		
INGENIERO DE PROYECTO	2017/01/00		
APROBACIÓN CLIENTE:			
TAMAÑO: A4			
ESCALA: SE			
DIBUJO N°:	008		
HOJA:	9 OF 9		
REV:	1		

PROYECTO:	FECHA:	FRMA:	CUENTE:
DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN	2017/01/00		INDUSTRIA METALÚRGICA
DESCRIPCIÓN:	2017/01/00		EPN
PLANTA DE RECUPERACIÓN DE Zn DE LOS POLVOS DE AGERIA	2017/01/00		
DIBUJO N°:	008		
HOJA:	9 OF 9		
REV:	1		

Figura 4.25. P&ID parte ocho

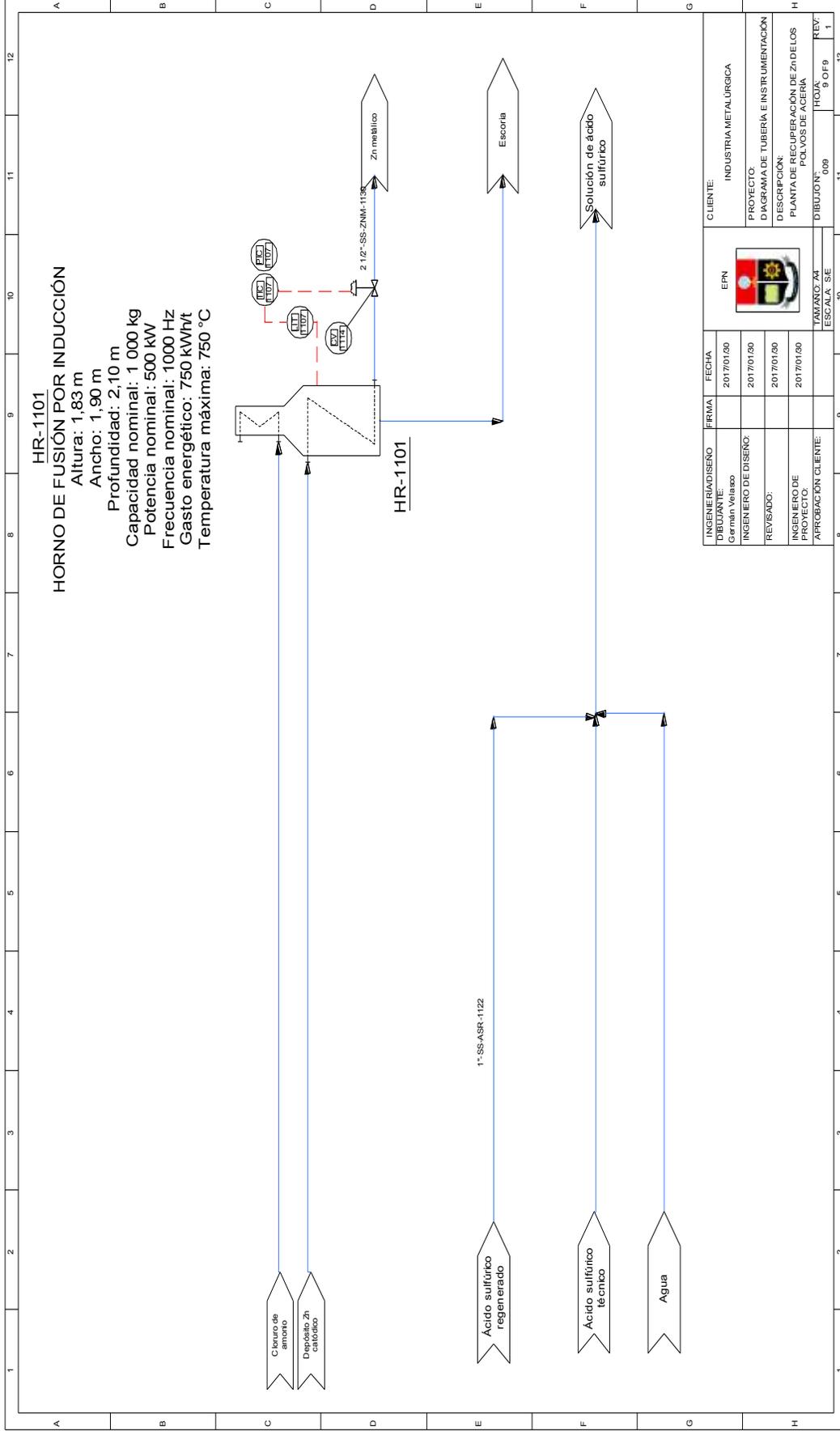


Figura 4.26. P&ID parte nueve

## 4.7 DIMENSIONAMIENTO Y, ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

### 4.7.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES

En la Tabla 4.5. se indica las dimensiones de cada uno de los tanques diseñados para la planta de recuperación de Zn. Los cálculos respectivos se encuentran detallados en el Anexo II con base en el balance de masa y los criterios de diseño descritos en las normas usadas.

**Tabla 4.5.** Dimensiones de los tanques usados

Equipo	Volumen de operación (m <sup>3</sup> )	Volumen nominal (m <sup>3</sup> )	Dimensiones (m)
Tanque de lixiviación	15,35	17,65	Altura: 3,20
			Diámetro: 2,65
Tanque de incremento de pH	5,88	6,77	Altura: 2,36
			Diámetro: 1,91
Tanque de cementación	5,56	6,39	Altura: 2,28
			Diámetro: 1,89

En las Tablas 4.6, 4.7 y 4.8 se presenta el material seleccionado para cada equipo (tanques, líneas de tuberías y bombas) que forma parte del sistema de recuperación de Zn. Además se indica la presión de operación y de diseño de cada tanque, estos parámetros se detallan en el Anexo II y Anexo IV respectivamente.

**Tabla 4.6.** Especificación del material de construcción, presión de operación y de diseño de los tanques

Equipo	Material de construcción	Presión de operación (psi)	Presión de diseño (psi)
Tanque de Lixiviación	Acero Inoxidable 304	4,81	15,39
Tanque de acondicionamiento pH	Acero Inoxidable 316	3,69	14,27
Tanque de cementación	Acero Inoxidable 304	10,60	14,18

**Tabla 4.7.** Líneas de tuberías en la planta de recuperación de zinc

Diámetro (pulg)	PLANTA DE RECUPERACIÓN DE ZINC DE LOS POLVOS DE ACERÍA MEDIANTE LIXIVIACIÓN CON ÁCIDO SULFÚRICO Y POSTERIOR ELECTRODEPOSICIÓN													Documento			
	LÍNEAS DE TUBERÍAS													LE - 2			
	Número de línea			De:	A:	T° (°F)	Esesor (mm)	SCH	Observación	Elaborado por:	Revisado por:	Revisión:	Fecha:	Germán Velasco	Ing. Eddy Pazmiño, Ph.D	01	14/08/2017
	Succ/Des	Material	P&ID														
2 ½	Succión	SS-304	1	Lixiviación	Filtración 1	68	7,01	80	Sin aislante								
1 ¼	Descarga	SS-304	2	Lixiviación	Filtración 1	68	3,56	40	Sin aislante								
3	Succión	SS-304	3	Filtración 1	Incremento de pH	68	7,62	80	Sin aislante								
1 ½	Descarga	SS-304	4	Filtración 1	Incremento de pH	68	3,68	40	Sin aislante								
3	Succión	SS-316	5	Incremento de pH	Filtración 2	68	7,62	80	Sin aislante								
1 ½	Descarga	SS-316	6	Incremento de pH	Filtración 2	68	3,68	40	Sin aislante								
3	Succión	SS-316	7	Filtración 2	Cementación	68	7,62	80	Sin aislante								
1 ½	Descarga	SS-316	8	Filtración 2	Cementación	68	3,68	40	Sin aislante								
3	Succión	SS-304	9	Cementación	Filtración 3	68	7,62	80	Sin aislante								
1 ½	Descarga	SS-304	10	Cementación	Filtración 3	68	3,68	40	Sin aislante								
3	Succión	SS-304	11	Filtración 3	Electrodeposición	68	7,62	80	Sin aislante								
1 ½	Descarga	SS-304	12	Filtración 3	Electrodeposición	68	3,68	40	Sin aislante								
1 ½	Succión	SS-304	13	Electrodeposición	Lixiviación	68	5,08	80	Sin aislante								

**Tabla 4.7.** Líneas de tuberías en la planta de recuperación de zinc (continuación...)

1	Descarga	SS-304	14	Electrodeposición	Lixiviación	68	4,55	80	Sin aislante
1 ¼	Succión	SS-304 y PTFE	15	Almacen. Ácido	Lixiviación	68	4,85	80	Sin aislante
1	Descarga	SS-304 y PTFE	16	Almacen. Ácido	Lixiviación	68	4,55	80	Sin aislante
2	Succión	SS-304	17	Almacen. Agua	Lixiviación	68	3,91	40	Sin aislante

\*SS (Stainless Steel); PTFE (politetrafluoroetileno)

**Tabla 4.8.** Bombas usadas en la planta de recuperación de zinc

Etiqueta		P&ID	Servicio	Tipo	Diseño		Potencia		Diff. Cabeza		Material
					TDH (psig)	Diseño (HP)	Operación (Hp)	Diseño (HP)	Ps (psi)	Pd (psi)	
 <b>PLANTA DE RECUPERACIÓN DE ZINC DE LOS POLVOS DE ACERÍA MEDIANTE LIXIVIACIÓN CON ÁCIDO SULFÚRICO Y POSTERIOR ELECTRODEPOSICIÓN</b> <b>BOMBAS</b>											
<b>Documento</b>											
<b>LE-4</b>											
<b>Elaborado por:</b>											
Germán Velasco											
<b>Revisado por:</b>											
Ing. Eddy Pazmiño, Ph.D											
<b>Revisión:</b>											
01											
<b>Fecha:</b>											
18/10/2017											
P-1011A/B	1	Bomba de alimentación de H2S04 al tanque de lixiviación	Centrífuga	4,24	0,50	0,55	3,44	7,68	Material acero al carbono con recubrimiento de politetrafluoroetileno		

**Tabla 4.8. Bombas usadas en la planta de recuperación de zinc (continuación...)**

P-11102A/B	2	Bomba de alimentación de agua al tanque de lixiviación	Centrífuga	15,05	0,66	0,72	1,33	16,38	Material acero al carbono 304.
P-11103A/B	3	Bomba de alimentación de solución lixiviada al filtro prensa 1	Centrífuga	6,87	0,53	0,58	1,23	8,10	Material acero al carbono 304.
P-104A/B	4	Bomba de alimentación de pulpa al tanque de Incremento de pH	Reciprocante	2,89	0,26	0,29	3,38	6,27	Material acero al carbono 316.
P-11105A/B	5	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al filtro prensa 2	Reciprocante	2,91	0,41	0,45	2,23	5,14	Material acero al carbono 304.
P-11106A/B	6	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al tanque de cementación	Reciprocante	1,12	0,30	0,33	1,97	3,09	Material acero al carbono 304.
P-11107A/B	7	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al filtro prensa 3	Reciprocante	1,21	0,37	0,41	1,90	3,11	Material acero al carbono 304.
P-11108A/B	8	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada a electrodeposición	Reciprocante	1,07	0,43	0,47	2,02	3,09	Material acero al carbono 304.
P-11109A/B	9	Bomba de recirculación de solución ácida al proceso de lixiviación	Centrífuga	12,11	0,92	1,01	1,77	13,88	Material acero al carbono 304.

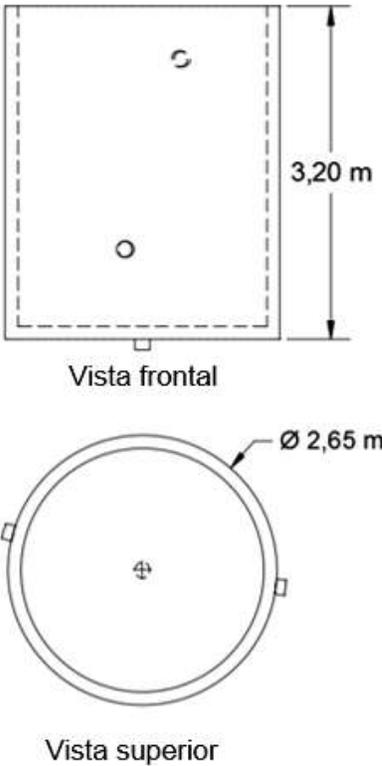
#### 4.7.2 ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

Las hojas de especificaciones de los equipos o en inglés llamadas *data sheets*, brindan la información básica y necesaria acerca del fabricante del equipo, país de origen, material de construcción, dimensiones principales, los parámetros de diseño, el principio de funcionamiento definido por el fabricante y la representación más próxima a la realidad del equipo.

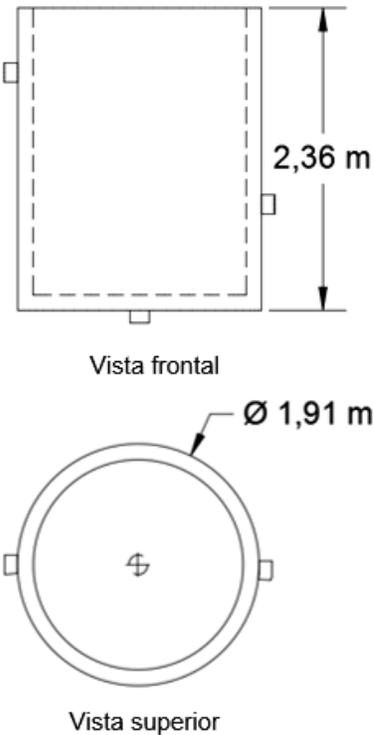
Después de dimensionar correctamente todos los equipos principales y con base en los balances de materia y energía, se procede a elegir los equipos secundarios necesarios, en catálogos del mercado local o internacional y en conocimiento de las exigencias y necesidades para el buen funcionamiento de la planta industrial. Con esto se completa la información necesaria del diseño de la planta de recuperación de Zn a partir de polvos de acería.

En la Tabla 4.9. hasta la Tabla 4.16 se muestran las hojas de especificaciones de los distintos equipos principales y secundarios, que deben ser ubicados e instalados en la planta.

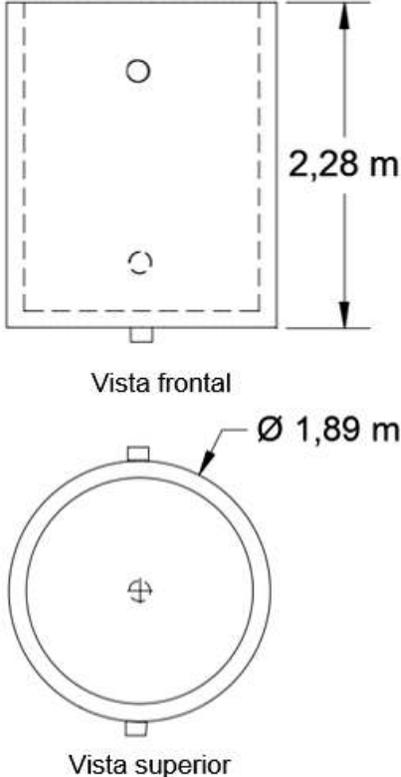
**Tabla 4.9.** Hoja de especificación del tanque de lixiviación

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 1</b>	
Nombre del equipo: Tanque de lixiviación	
Fabricante: Maxitanques	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
País de origen: Ecuador	Etiqueta de la planta: TK-1101
Dimensiones: Diámetro: 2,65 m Altura: 3,20 m Número de equipos: 4	Parámetros de diseño: Tanque atmosférico con agitación continua Volumen: 17,65 m <sup>3</sup> Número de boquillas: 2 Número de deflectores: 5
Principio de funcionamiento: Este equipo se basa en la regulación del caudal de agua, de ácido sulfúrico y carga de polvos de acería mediante un sistema de agitación mecánica de 720 rpm. Existe un tiempo de contingencia de 120 min, y a su vez un controlador de nivel que asegura la estabilidad de la solución dentro del tanque.	
Esquema del equipo:	
 <p style="text-align: center;">Vista frontal</p> <p style="text-align: center;">Vista superior</p>	

**Tabla 4.10.** Hoja de especificación del tanque de incremento de pH

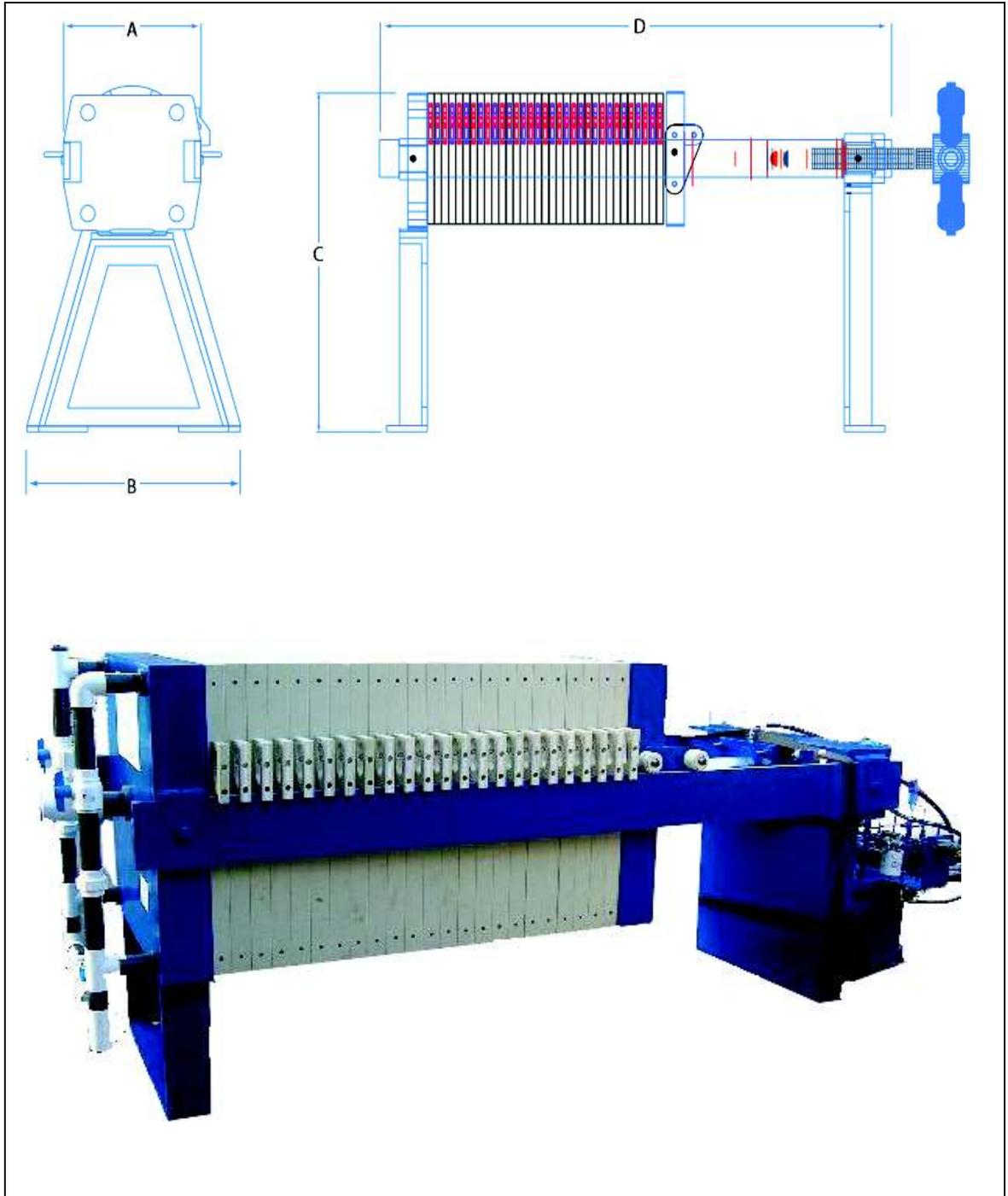
<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 2</b>	
Nombre del equipo: Tanque de incremento de pH	
Fabricante: Maxitanques	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 316
País de origen: Ecuador	Etiqueta de la planta: TK-1102
Dimensiones: Altura: 2,36 m Diámetro: 1,91 m Número de equipos: 4	Parámetros de diseño: Tanque atmosférico con agitación continua Volumen: 6,77 m <sup>3</sup> Número de boquillas: 2 Número de deflectores: 5
Principio de funcionamiento: Este equipo se encarga de contener la mezcla de la solución que contiene el Zn lixiviado y NaOH de grado técnico para conseguir un incremento del pH de la solución, desde un valor de 1,5 a 5,0; necesario para hacer precipitar el Fe considerado como contaminante del proceso y presente en la mezcla lixiviada, bajo la acción de un agitador mecánico a 720 rpm y con un tiempo de retención de 1 hora.	
Esquema del equipo:	
 <p style="text-align: center;">Vista frontal</p> <p style="text-align: center;">Vista superior</p>	

**Tabla 4.11.** Hoja de especificaciones del tanque de cementación

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 3</b>	
Nombre del equipo: Tanque de cementación	
Fabricante: Maxitanques	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
País de origen: Ecuador	Etiqueta de la planta: TK – 1103
Dimensiones: Altura: 2,28 m Diámetro: 1,89 m Número de equipos: 4	Parámetros de diseño: Tanque atmosférico con agitación continua Volumen: 6,39 m <sup>3</sup> Número de boquillas: 2 Número de deflectores: 5
Principio de funcionamiento: Este equipo se encarga de contener la mezcla de la solución que contiene el Zn lixiviado libre de Fe y polvos de Zn para conseguir hacer precipitar los contaminantes de la solución como Cd y Pb presentes en la mezcla lixiviada, bajo la acción de un agitador mecánico a 720 rpm y con un tiempo de retención de 1 hora.	
Esquema del equipo:	
 <p style="text-align: center;">Vista frontal</p> <p style="text-align: center;">Vista superior</p>	

**Tabla 4.12.** Hoja de especificación del filtro prensa

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 4</b>	
Nombre del equipo: Filtro – prensa	
Fabricante: Corel País de origen: Estados Unidos	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304 y polímero DURAPOL
	Etiqueta de la planta: FLT – 1101
Dimensiones: Ancho total de las masas (A): 0,48 m Ancho total de la base (B): 0,70 m Altura total (C): 0,96 m Longitud del bastidor (D): 1,75 m Número de equipos: 12	Parámetros de diseño: Caudal máximo: 7 - 21 m <sup>3</sup> /h Presión máxima de bombeo de líquido: 60 psi Número de platos: 17 Área de filtración total: 3,2 m <sup>2</sup> Fuerza cierre hidráulico: 15 t
Principio de funcionamiento: Corel, produce filtros prensa con placas no metálicas, fabricadas en Durapol®, polímero de alta resistencia mecánica y química, que permitirán a los usuarios de estos equipos cumplir con las normas que regulan el tipo de vertimientos residuales. Los filtros prensa COREL con placas en plástico son uno de los equipos más eficientes para la separación líquido/ sólido, por medio de la filtración a presión. En la elaboración de las placas de los filtros COREL se emplea el polímero Durapol®, termoplástico rígido, inerte, de alta resistencia mecánica y química, aprobado para el contacto con alimentos, bebidas, pulpas ácidas o básicas con sólidos en su composición.	



**Tabla 4.13.** Hoja de especificación del horno de inducción

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 5</b>	
Nombre del equipo: Horno de fusión por inducción	
Fabricante: Faraday Inducción País de origen: México	Material de construcción del horno: Acero inoxidable Material de los ladrillos refractarios: Circonita (dióxido de circonio)
	Etiqueta de la planta: FR-1101
Dimensiones: Altura: 1,83 m Ancho: 1,90 m Profundidad: 2,10 m Número de equipos: 1	Parámetros de diseño: Capacidad nominal: 1 000 kg Potencia nominal: 500 kW Frecuencia nominal: 1 000 Hz Gasto energético: 750 kWh/t Temperatura máxima: 750 °C
Principio de funcionamiento: La fusión con horno de inducción es un proceso de fundición de económico y eficiente. La energía eléctrica es entregada por un equipo de media o alta frecuencia que también forma parte del sistema, que suministra la energía a la bobina primaria, que genera el campo eléctrico para inducir a la corriente y efectuar el calentamiento sobre el crisol y la muestra. El horno posee la estructura del marco es en acero fundido y los laterales en aluminio. Además posee un mecanismo de inclinación de accionamiento hidráulico para verter la colada fundida en la lingotera.	
Esquema del equipo:	
	

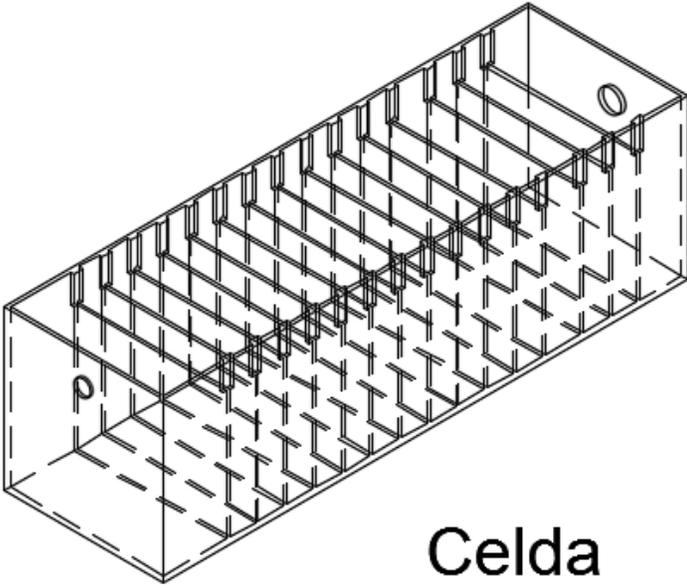
**Tabla 4.14.** Hoja de especificación de la bomba de desplazamiento positivo

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 6</b>	
Nombre del equipo: Bomba de desplazamiento positivo	
Fabricante: DESMI	Material de construcción: Acero inoxidable 316
País de origen: Estados Unidos	Etiqueta de la planta: P-1104A/B, P-1105A/B, P-1106A/B, P-1107A/B
Dimensiones: Largo: 0,75 m Ancho: 0,45 m Altura: 0,40 m Número de equipos: 32	Parámetros de diseño: Capacidad: hasta 60,00 L/h Presiones: hasta 19,50 bar
<p>Principio de funcionamiento: Este tipo de bomba, la transmisión de energía que se brinda al fluido es de tipo hidrostática. El fluido se desplaza de manera uniforme. Con una válvula de presión, evita que el fluido se desplace a la inversa. Estas bombas guían al fluido que se desplaza a lo largo de toda su trayectoria, el cual siempre está contenido entre el elemento impulsor, que puede ser un embolo, un diente de engranaje, un aspa, un tornillo, etc., y la carcasa o el cilindro. El movimiento del desplazamiento positivo consiste en el movimiento de un fluido provocado por la disminución del volumen de un espacio o cámara. Por consiguiente, en una máquina de desplazamiento positivo, el elemento que origina el intercambio de energía no tiene necesariamente movimiento alternativo (émbolo), sino que puede tener movimiento rotatorio (rotor).</p>	
Esquema del equipo:	
	

**Tabla 4.15.** Hoja de especificación de las bombas centrífugas

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 7</b>	
Nombre del equipo: Bomba centrífuga	
Fabricante: DEMCO País de origen: Ecuador	Material de construcción: Acero al carbón 316
	Etiqueta de la planta: P-1101 A/B, P-1102 A/B, P-1103 A/B y P-1109 A/B
Dimensiones: Ancho: 0,50 m Profundidad: 0,80 m Altura: 0,40 m Número de equipos: 32	Parámetros de diseño: Potencia de diseño: 1,50 HP
Principio de funcionamiento: Este tipo de bombas, el artefacto transfiere al líquido energía cinética que se transforma posteriormente en energía de presión, con esto se originan altas velocidades de rotación. Posee una zona de succión y descarga.	
Esquema del equipo:	
	

**Tabla 4.16.** Hoja de especificación de una celda electrolítica

<b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 8</b>	
Nombre del equipo: Celda electrolítica	
Fabricante: Plastimet	Material de construcción: Láminas de polietileno de alta densidad
País de origen: Ecuador	Etiqueta de la planta: SEL-1101
Dimensiones: Altura: 0,50 m Ancho: 0,50 m Largo: 1,65 m Número de equipos: 144	Parámetros de diseño: Área mojada: 2,10 m <sup>2</sup> Voltaje: 4,03 V Amperaje: 727 A/m <sup>2</sup> Consumo eléctrico: 138,45 kWh
<p>Principio de funcionamiento: Este equipo permite la recuperación de Zn de la solución proveniente del proceso de purificación (cementación e incremento de pH). Mediante la aplicación de corriente eléctrica se consigue la reducción del ión positivo <math>Zn^{+2}</math> a <math>Zn^0</math> que se encuentra disperso en la solución purificada. La celda está compuesta por ánodos de Pb y cátodos de Al. El metal a recuperar se deposita sobre la superficie del cátodo. La densidad de corriente en el proceso de electrodeposición es de 727 A/m<sup>2</sup>, ya que a esta condición el Zn no presenta núcleos de deposición dispersos en el área de los cátodos.</p>	
<p>Esquema del equipo:</p> <div style="text-align: center;">  <p style="font-size: 24pt; font-weight: bold; margin-top: 20px;">Celda electrolítica</p> </div>	

## 5 EVALUACIÓN ECONÓMICA

La viabilidad económica de proyecto se calcula en concordancia a los costos de inversión del capital fijo, costos de la creación de la planta donde se incluyen la construcción y la compra de los equipos principales y secundarios necesarios para el proceso global de recuperación de Zn, costos externos, costos fijos y las variables de producción inherentes y necesarias (Cabrera y Gutiérrez, 2005, p. 16).

Para analizar la rentabilidad económica y financiera de todo el proyecto se debe realizar con base en indicadores financieros, los cuales permiten obtener una idea de la viabilidad del crecimiento económico que tiene cada proyecto, empresa o negocio (Cabrera y Gutiérrez, 2005, p. 17). Los indicadores usados en la planta de recuperación de Zn, son el VAN (Valor Actual Neto) y la TIR (Tasa Interna de Retorno).

### 5.1 INVERSIONES

La inversión de capital inicial reúne todos los costos directos que son necesarios para el arranque de la planta industrial. El precio del terreno y el costo de construcción de las edificaciones para la actividad de la planta se convierten en la primera inversión inicial, que a continuación se detalla en las Tablas 5.1 y 5.2.

**Tabla 5.1.** Costos de adquisición del terreno para la planta industrial

Ubicación del terreno	Superficie (m <sup>2</sup> )	Precio Total (USD)
Cantón Latacunga - Provincia de Cotopaxi	3 500	225 000,00

**Tabla 5.2.** Costos de construcción de edificaciones

Edificaciones de la planta	Número	Precio Total (USD)
Construcción y acondicionamiento	1	138 500,00

Otra parte de la inversión preliminar de este proyecto considera el precio de todos los equipos que serán adquiridos en el Ecuador y en el extranjero, el costo de la instalación de cada uno de ellos, de tuberías, válvulas y accesorios que sean necesarias para el proceso y de acuerdo al costo unitario por el número necesario de cada uno en la operación de la planta. El costo de instalación y de la instrumentación de los equipos es un valor desconocido en un nuevo proyecto, sin embargo se puede estimar un valor entre el 15 y 18 % del costo de los equipos (Sinnott y Towler, 2013, pp. 321, 323). En este caso se considera un 18 %.

**Tabla 5.3.** Costos de equipos y accesorios necesarios para el proyecto

<b>Rubro</b>	<b>Costo total (USD)</b>
Equipos	559 772,16
Tuberías	98 300,00
Válvulas	20 407,79
Accesorios	2 618,56
Instalación e instrumentación	80 031,97
<b>Total</b>	<b>681 098,51</b>

Además es necesario considerar en la inversión inicial, los costos de adquisición de los diferentes permisos o documentos que son otorgados por las diferentes instituciones de control, en la Tabla 5.4 se detalla el costo descrito.

**Tabla 5.4.** Costos de permisos o documentos de institución

<b>Rubro</b>	<b>Precio total (USD)</b>
Gastos de constitución	1 200,00
Registro de nombre	50,00
Acuerdo ministerial	400,00
Registro único de contribuyentes	0,00
Garantía	1 500,00
Permiso Municipal	1 000,00
Permiso Ambiental	1 500,00
Plan de manejo Ambiental	6 000,00
<b>Total</b>	<b>11 650,00</b>

El proyecto de la planta de recuperación de Zn de los polvos de acería necesita una inversión inicial de 1 058 848,51 USD para entrar en funcionamiento. Este diseño es creado como una alternativa comercial y que podría ser ofertada como una idea de ingeniería de diseño para las empresas siderúrgicas más grandes del Ecuador para complementar sus operaciones actuales. Estas industrias son económicamente sólidas y serían los inversionistas totales del capital para la creación de esta planta industrial.

Este proyecto representa una alternativa económicamente viable para recuperar y valorar los polvos de acería en la misma industria, amenorando los costos asociados con el transporte y disposición final de este residuo. Por esta razón, el análisis económico no considera la obtención del capital a través de un préstamo bancario, sino de una inversión total de dinero proveniente de un socio estratégico.

## 5.2 COSTOS FIJOS

Los costos fijos son aquellos gastos que la empresa debe pagar o cubrir de manera independiente a los ingresos que genere (Arya y Lardner, 2002, p. 142). Los sueldos de los empleados y los beneficios de ley (bonos obligatorios), el capital necesario para realizar mantenimiento de los equipos de la planta industrial y el dinero que cubra la compra de suministros de oficina que se necesite en la parte administrativa, son considerados como costos fijos como muestra la Tabla 5.5.

**Tabla 5.5.** Costos fijos de la planta industrial

<b>Item</b>	<b>Costo Anual (USD)</b>
Salarios de trabajadores	334 898,83
Capital de mantenimiento	100 000,00
Gastos de suministros administrativos	10 000,00
<b>Total</b>	<b>444 898,83</b>

Los turnos laborales de los trabajadores corresponden a 8 h, posiblemente con horarios rotativos y con posibles jornadas de horas extras, según amerite la planificación de la producción. Los trabajadores deben estar afiliados al IESS (Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social), con un aporte patronal correspondiente al 11,15 % (IESS, 2016, p. 1; Ministerio del Trabajo, 2016).

### 5.3 COSTOS OPERATIVOS

Los costos operativos se refieren a los gastos generados por:

- El gasto de agua potable y de proceso.
- De la energía eléctrica consumida por los equipos que componen las operaciones unitarias de la planta industrial, iluminación de las edificaciones y de la gastada por la zona administrativa de la empresa.
- Adquisición de insumos químicos necesarios y el transporte de los mismos.
- Del transporte de los polvos de acería desde las empresas siderúrgicas hasta la planta de recuperación de zinc.

En las Tablas 5.6, 5.7 y 5.8 se detallan el total de los gastos operativos necesarios por la planta de recuperación de Zinc.

**Tabla 5.6.** Costos de los insumos químicos y materia prima para el proceso de recuperación de zinc

Descripción	Cantidad de masa en una línea de proceso (kg)	Cantidad de masa a recircular (kg)	Precio por kg (USD)	Cantidad de masa en total por ciclo (kg)	Cantidad de masa en total por año (kg)	Precio por año (USD)
Polvos de acería	2 430,00	----	0,02	19 440,00	3 499 200,00	69 984,00
Agua	4 941,39	4 309,63	0,004	5 054,08	178 361,25	713,445
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> técnico	821,94	719,78	0,74	817,28	29 185,50	21 597,27
NaOH técnico	136,40	----	1,02	1 091,2	196 416,00	200 344,32
Polvos de Zn	56,80	----	0,82	454,4	81 792,00	67 069,44
NH <sub>4</sub> Cl a fusion	800,83	----	0,27	6 406,64	1 153 195,20	311 362,70
						<b>671 071,179</b>

**Tabla 5.7.** Costos de los servicios básicos e industriales para la planta de recuperación de zinc

<b>Servicio básico o industrial</b>	<b>Cantidad Annual</b>	<b>Unidades</b>	<b>Valor unitario (USD)</b>	<b>Valor anual Total (USD)</b>
Energía eléctrica para el proceso industrial	14 304 355,20	kW	0,06	858 261,31
Agua para otros servicios	100 000,00	kg	0,004	400,00
Energía Eléctrica para otros servicios	40 000,000	kW	0,07	2 800,00
Diésel	800,10	Galones	0,29	232,02
			<b>Total</b>	<b>861 693,31</b>

**Tabla 5.8.** Costo total de los gastos operativos de la planta de recuperación de zinc

<b>Item</b>	<b>Total de gastos operativos (USD)</b>
Servicios básicos	861 693,31
Insumos	671 071,17
<b>Total</b>	<b>1 532 764,49</b>

## 5.4 INGRESOS

El total de los ingresos económicos que la planta de recuperación de Zinc de los polvos de acería que recibirá, es el dinero que se origina por la venta del metal recuperado a las empresas que lo necesiten como materia prima para la elaboración de sus productos.

El precio internacional del Zn varía en función de su pureza, siendo 99 % el contenido de Zn que tendrá el producto final de se obtiene en esta planta industrial. Para realizar una estimación de los ingresos anuales se consideró el precio en el mercado internacional del Zn de los últimos 12 meses, y se obtuvo el valor promedio de 2 750 USD por tonelada de Zn (Latiza, 2017).

En la Tabla 5.9 se detalla la cantidad de Zn que se produce en la planta industrial y los ingresos económicos anuales generados por la venta del metal.

**Tabla 5.9.** Ingresos económicos totales de la planta de recuperación de zinc

Producto	Zn producido por línea en un ciclo (kg)	Zn total producido en un ciclo (kg)	Zn total producido en un año (kg)	Zn total producido en un año (t)	Precio del Zn (USD/t)	Ingresos anuales por venta (USD)
Zn metálico 99 % pureza	1 109,20	4 436,80	809 716,00	809,716	2 750,00	<b>2 226 719,00</b>

Los ingresos económicos anuales alcanzan la cifra de 2 226 719,00 USD.

## 5.5 INDICADORES ECONÓMICOS

El VAN (Valor Actual Neto) y la TIR (Tasa Interna de Retorno) se calculan sin considerar las tasas de interés bancarias que están presentes en las entidades financieras del país, ya que el capital de inversión que se requiere para la implementación de la planta industrial no vendrá de un préstamo bancario, sino de la inyección de capital de un socio o aliado estratégico (Villarreal, 2013).

El plazo para estimar y determinar la rentabilidad económica del proyecto es de 10 años (Sinnott y Towler, 2013, p. 348). También se hizo un análisis de determinación la depreciación de los bienes inmuebles que con el paso del tiempo pierden valor comercial para la empresa, esto se adjunta en el Anexo VII.

El VAN es un valor que indica las ganancias generadas de un negocio o proyecto dentro de un tiempo o plazo determinado, a diferencia de invertirlo en una entidad financiera para conseguir ganancias generadas por el interés (Puga, 2011, p. 2).

La TIR es un valor que representa el interés que se ganará por la realización de un proyecto o negocio. El valor de este indicador debe ser superior a cualquier tasa de interés de las entidades financieras y así resulte atrayente la inversión de capital, siendo un valor más alto de la TIR el proveniente de plantas industriales más provechosas (Puga, 2011, p. 3).

En la Tabla 5.10 se indica el flujo de caja de los primeros 10 años de puesta en marcha del proyecto, y se muestra el VAN y la TIR para el tiempo mencionado.

**Tabla 5.10.** Flujo de caja para el tiempo del proyecto junto con el respectivo VAN y TIR

<b>Año</b>	<b>Ingresos</b>	<b>Egresos</b>	<b>Flujo de efectivo</b>
0	----	1 058 848,51	-1 058 848,51
1	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
2	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
3	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
4	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
5	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
6	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
7	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
8	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
9	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
10	2 226 719,00	2 025 267,27	201 451,72
		<b>VAN</b>	<b>150 144,85</b>
		<b>TIR</b>	<b>19,3 %</b>

Como se observa en la Tabla 5.10, el proyecto es económicamente viable y rentable, debido a los valores de los indicadores contables que se obtiene.

La inversión inicial en el año 0 corresponde a 1 058 848,51 USD, monto económico necesario para la construcción de la planta industrial. Este valor se obtuvo en concordancia a los costos actuales del mercado y al considerar que este valor causa fluctuación o incertidumbre dentro de este análisis de pre-factibilidad económico debido a que los valores y precios del mercado cambian continuamente.

De igual manera, la inversión inicial puede poseer costos que se deberán completar, y que no son tomados en cuenta en el momento del análisis inicial, se producen por eventos o circunstancias fuera de control y son difíciles de prever (Sinnott y Towler, 2013, p. 321).

La Tabla 5.10 indica también, mediante el flujo de caja, el tiempo necesario que tardará en recuperarse la inversión de capital inicial. Al transcurso del sexto año se estima que retorne la cantidad de dinero invertida a la apertura del proyecto.

Los egresos constituyen todos los costos de operación que se muestran en las tablas del Anexo VII., los cuales están representados por los costos de insumos necesarios al proceso siendo un punto crítico el gasto que representa el consumo de energía eléctrica por parte de las celdas electrolíticas y el horno de inducción, así como por costos administrativos y de mantenimiento de la planta. Este valor alcanza la cifra de 2 025 267,27 USD por año.

De igual manera se estimaron los ingresos anuales que se originan exclusivamente por la comercialización del producto final que es el Zn de alta pureza. Esta cifra alcanza el valor de 2 226 719,00 USD. Con este valor y con la cifra de inversión inicial, se puede determinar el VAN y la TIR para el presente proyecto industrial.

El VAN tiene un valor de 150 144,85 USD, lo que corresponde a las ganancias totales de cada 12 meses dentro del periodo de 10 años que dura este análisis de pre factibilidad. Mientras que la TIR tiene un valor de 19,30 %, el cual supera los 10,54 % de la tasa de interés que reporta el Banco Central del Ecuador, por ende se concluye que es ventajoso ejecutar el presente proyecto industrial en lugar de invertir el dinero de los costos preliminares como inversión en las entidades financieras del país.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Altadill, R., Andrés, A., Bruno, A., Bruno, J, Cortés, A. Díez G, Elias, X. Mañá, F. y Ripoll, E. (2013). *Reciclaje de Residuos Industriales*. Editorial Díaz de Santos, Madrid, España, pp. 1 138-1 143.
2. ANSI/ISA S5.1. (2009). Instrumentation Symbols and Identification. Recuperado de: [https://www.academia.edu/STANDARD\\_ANSI\\_ISA-5.1-2009\\_Instrumentation\\_Symbols\\_and\\_Identification](https://www.academia.edu/STANDARD_ANSI_ISA-5.1-2009_Instrumentation_Symbols_and_Identification) (Abril, 2017).
3. API 2000. (1998). Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks. Recuperado de: <https://law.resource.org/pub/02/api.2000.1998.pdf> (Abril, 2016).
4. API 620. (2002). Design and Construction of Large Welded Low. Pressure Storage of Tanks and Equipments in Industrial plants. Recuperado de: <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/0010042/api.620.2002.pdf> (Abril, 2016).
5. API 650. (2012). Welded Steel Tanks for Oil Storage. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/00142/api.650.2007.pdf> (Abril, 2017).
6. API RP 14E. (1991). Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems. Recuperado de <https://es.scribd.com/doc/12788544553/RP-14E-1991-pdf> (Abril, 2016).
7. Aser, S.A., (2010). Reciclaje de metales a partir de chatarras y residuos industriales, *Ingengería Química*, 32 (367), 211.
8. Arya, C. y Lardner, R. (2002). *Matemáticas aplicadas a la administración y a la economía*. Monterrey, México: PEARSON.

9. Bagotsky, V. (2006). *Fundamentals of electrochemistry*. (2da.ed.). Hoboken, Estados Unidos de Norteamérica: Wiley.
10. Baldeón, G. (2014). Análisis del comportamiento de la balanza comercial e industrial del Ecuador respecto a los demás países que conforman la Comunidad Andina de Naciones (CAN) desde el año 2005 al año 2013 y sus proyecciones. (Proyecto de titulación). Universidad Politécnica Salesiana, Facultad de Ciencias Económicas. Quito, Ecuador. Recuperado de: <http://dspace.ups.edu.ec/bitstream//UPS-T03252.pdf> (Agosto, 2016).
11. Blanco, F. (2012). Resistencia de materiales metálicos y poliméricos. Recuperado de <http://goo.gl/a6uDvl> (Mayo, 2017).
12. Cabrera, C. y Gutiérrez, A., (2005). *Principales indicadores financieros y del sector externo de la economía mexicana*. México D.F., México: Editorial de la Universidad Nacional Autónoma de México.
13. Camblor, E. (1997). Introducción a la hidrometalurgia. Recuperado de: <http://www.metalurgia.uda.cl/apuntes/caceres/cursohidrometalurgia/Hidro metalurgia.pdf> (Mayo, 2017)
14. CCPS y AIChE. (2003). Guidelines for Facility Siting and Layout. doi: 10.4324/9781849771306
15. Chabot, S. y James, S. (2000). Treatment of secondary zinc oxides for use in an electrolytic zinc plant. Simposio de Plomo - Zinc 2000, USA.
16. COMEX. (2013). Informe de la evolución de importaciones de cinc y sus manufacturas. Recuperado de: <http://trade.nosis.com/es/informes de 2015-2016Comex/Importacion-/EcuadorSuramerica/otrosproductos-de-zinc--desperdicios-y-desechos-de-estano/EC/79087887> (Agosto, 2016).

17. Da Silva, J. y Brehm, F. (2006). Characterization study of electric arc furnace dust phases. *Materials Research*. 9(1), p. 41. Recuperado de: [http://www.scielo.br/scielo.php?pid=S151614392006000100009&script=sci\\_arttext](http://www.scielo.br/scielo.php?pid=S151614392006000100009&script=sci_arttext). (Abril, 2016).
18. De la Torre, E., Guevara, A., Espinoza, C. y Ricaurte J. (2014). Estudio comparativo de la recuperación de zinc de polvos de acería por lixiviación con ácido sulfúrico y ácido clorhídrico, electrodeposición electrolítica y bielectrolítica. *Revista Politécnica*, Vol. 33(2).
19. Empresa Eléctrica Quito. (2016). Pliego tarifario de las zonas urbanas y rurales de DMQ. Recuperado de <http://goo.gl/Z93283> (Junio, 2017).
20. Espinoza, C. (2012). Recuperación de Zn de polvos de acería. (*Proyecto de titulación*). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
21. Espinoza, C., de la Torre, E. y A. Guevara. (2012). Recuperación de Zn a partir de polvos de acería. *Presentado en Hydroprocess 2013*.
22. Faraco, D. (2006). Área bajo la distribución de probabilidad normal estándar y gráfica de Gauss – Jordan aplicado a ingenierías. Recuperado de: [https://www.uam.es/personal\\_pdi/ciencias/78966444dfaraco.htm](https://www.uam.es/personal_pdi/ciencias/78966444dfaraco.htm) (Enero, 2017)
23. Fisher y Emerson Process Management. (2005). *Control Valve Handbook* (4ta ed.). Marshalltown, Estados Unidos de América: Fisher Controls International LLC.
24. Guerra, G. (2007). *Control automático y simulación digital*. Quito, Ecuador: Imprefepp.
25. Greco, G. (2013). Chemical Compatibility of tanks. Recuperado de <http://goo.gl/nPWlp9> (Junio, 2017).

26. Havlik, T., Friedrich B., y Stopic, S. (2004). Pressure leaching of EAF Dust with sulphuric acid. *World of Metallurgy*, 57(2), pp. 113-120.
27. Ingeniería Industrial Online, (2017). PERT – Técnica de Evaluación y Revisión de Proyectos y Operaciones Unitaria de procesos. Recuperado de: <https://www.ingenieríaindustroalonline.com/herramientas123278887333-para-el-ingeniero-industrial/investigacion-de-operaciones-pert/> (Febrero, 2017)
28. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social (IESS). (2016). Tasas de aportaciones. Recuperado de: <https://goo.gl/XASGul> (Junio, 2017).
29. Ioana, A. y Balescu, C. (2009). Environmental management elements of the electric arc furnace. *Environmental analysis*. 19, 10-11. Recuperado de: [http://www.google.com.ec/ur\\_salo\\_frnENVIROMENTAL](http://www.google.com.ec/ur_salo_frnENVIROMENTAL) (Junio, 2017)
30. Kaminsky, H. (2013). Mechanical properties of concrete for low-cost housing, *Ingeniería Investigación y Tecnología*, XIV (2), 285-298. Recuperado de <http://goo.gl/HjK8Vt> (Junio, 2017).
31. Langlais, B., Rechhow, D. y Brink, D. (1991). *Parametres and Properties of materials: Application and Engineering*. Estados Unidos: Lewis Publishers.
32. Latingalva. (2014). Índice de importación y exportación de metales no ferrosos del Ecuador a partir del año 2005 hasta 2016. Recuperado de: <http://www.icz.org.br/upfiles/arquivos/apresentacoes/latingalva-2005-pedro-carbo.pdf> (Marzo, 2017).
33. Latiza. (2017). Mercado mundial del Zinc en el 2017. Recuperado de: <http://www.icz.org.br/upfiles/arquivos/apresentacoes/latingalva-010-manuel-medina-latiza.pdf> (Marzo, 2017).

34. Levenspiel, O. (1981). *Ingeniería de las reacciones químicas*. (2da. ed.). Barcelona, España: Reverté.
35. Martínez, M. (1993). Hidráulica aplicada a proyectos de riego. Recuperado de <https://goo.gl/n4Xa8a> (Mayo, 2017).
36. Metcalf y Eddy. (1995). *Ingeniería de Materiales*. Madrid, España: McGraw-Hill, Inc.
37. Ministerio de Trabajo. (2016). Salario básico unificado. Recuperado de <http://goo.gl/jPYTce> (Junio, 2017).
38. Mills, A. (1995). *Transferencia de Calor*. Madrid, España: IRWIN.
39. Moreno, A. (2012). Reciclado de polvos de acerías y sus aplicaciones (Óxidos de zinc). *Materials Research*. pp. 7-23. Recuperado de: [http://www.academia.edu/16407403/Reciclado\\_de\\_Polvos\\_de\\_Acer%C3%ADas\\_%C3%93xidos\\_de\\_Zinc\\_](http://www.academia.edu/16407403/Reciclado_de_Polvos_de_Acer%C3%ADas_%C3%93xidos_de_Zinc_).
40. Mott, R. (2006). Mecánica y dinámica de fluidos. Recuperado de [https://books.google.com.ec/books?id=LbMTKJ4eK4QC&dq=Diagrama+de+Moody&source=gbs\\_navlinks\\_s](https://books.google.com.ec/books?id=LbMTKJ4eK4QC&dq=Diagrama+de+Moody&source=gbs_navlinks_s) (Junio, 2017).
41. PDVSA. (1994). Manual de Ingeniería de Diseño. Preparación de Diagramas de Proceso.
42. Pedrollo, H. (2016). Curva de operación y datos de presentación. Recuperado de: <http://pedrollo.com.ec/producto/2cp/> (Mayo, 2017).
43. Peters, M. S., y Timmerhaus, K. D. (2002). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (B. J. Clark & M. Morriss, Eds.) (4ta Ed.). Singapur, Singapur: McGraw Hill International Editions.

44. Perry, R., Green, J. y Malonci, K. (1999). *Perry's Chemical Engineer's handbook*. (7ma. Ed.). United States: McGraw-Hill.
45. Puga. (2011). VAN y TIR como indicadores económicos. Recuperado de: <http://www.mpuga.com/docencia/Fundamentos%20de%20finanzas/Van%20Tir%202011.pdf> (Junio, 2017).
46. Reyad, A. (2010). Hydrometallurgical extraction of Zn from Jordanian electric arc furnace dust. *Hydrometallurgy*, 104, pp. 61-65.
47. Ricaurte, J. (2013). Diseño de una planta para valorizar los residuos de polvos de acería. (Proyecto de titulación). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
48. Ruiz, M., De la Torre, E. y A. Guevara (2014). Evaluación de los procesos físicos y químicos desarrollados en suelo agrícola, afectado por el depósito de polvo de acería. *Revista Politécnica*, Vol. 34(1).1-10.
49. Sinclair, R. (2005). *The extractive metallurgy of zinc*. (1era ed.), publicado por The AusIMM, Melbourne, Australia, pp. 57-62.
50. Sinnott, R. (2009). *Chemical Engineering Design of plants*. Lóndres: Elsevier.
51. Sinnott, R. K. y Towler, G. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. (2da ed.). Oxford, Reino Unido de Gran Bretaña e Irlanda del Norte: Butterworth - Heinemann.
52. Solano, A. (2008). Capítulo III: El cinc y su metalurgia a nivel mundial. *Metals, no metals and materials for construction society*. pp. 53-54. Recuperado de: <http://www.tdx.cat/bitstream/handle/10803/110?sequence=4>. (Marzo, 2017)

53. Streeter, Wylie y Bedford. (2000). *Mecánica de Fluidos*. (9na edición). Bogotá. McGrawHill.
54. Toghraei, M. (2014). Principals of P&ID Development. Recuperado de <http://search.proquest.com/openview/6fbc9dcb7a4aafa83f64f9deabc93e7b/1?pq-origsite=gscholar> (Mayo, 2017).
55. Villarreal, J. (2013). *Ingeniería Económica*. (D. Hernández, Ed.). Bogotá, Colombia: Person Educación de Colombia Ltda.
56. Xia, D. y Pickles, C. (2000). Microwave caustic leaching of electric arc furnace dust. *Minerals Engineering*, 13(1), pp. 79-94.

## **ANEXOS**

## ANEXO I

### BALANCE DE MASA

Se realizó el balance de masa de una línea de producción de la planta de acuerdo a la capacidad de operación establecida. Inicialmente, el balance se realizó en la etapa de lixiviación con  $H_2SO_4$ , con base en la caracterización física de los polvos de acería y el tiempo de residencia determinado experimentalmente en los trabajos realizados por Espinoza (2012) y Ricaurte (2013).

**Tabla AI.1.** Propiedades físicas de los polvos de acería

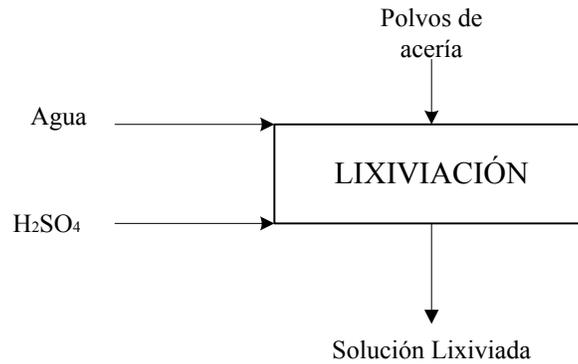
Propiedad física	Valor promedio
$\delta$ real ( $g/cm^3$ )	2,62
$\delta$ aparente ( $g/cm^3$ )	0,92
Granulometría $d_{80}$ ( $\mu m$ )	150

(Ricaurte, 2013, p.57)

El valor del porcentaje de Zn presente en los polvos de acería que se determinó en los análisis de caracterización realizados por Espinoza (2012) y es de 33 % en peso (p. 16).

Las mejores condiciones del proceso para lograr la mayor recuperación de Zn (75 %) consisten en la lixiviación con  $H_2SO_4$  a 150 g/L y 30 % de sólidos y fueron determinadas por De la Torre, Guevara, Espinoza y Ricaurte (2014).

## BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE LIXIVIACIÓN



**Figura A1.1.** Etapa de lixiviación

Para determinar el volumen total de la solución que será usada en el proceso de lixiviación, es necesario determinar la densidad de la solución ácida, para esto se consideran volúmenes aditivos de agua y de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y con la densidad respectiva del H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado (98 % en peso) 1,84 g/cm<sup>3</sup> (Reyad, 2010, p. 64) se tiene:

$$\frac{150 \text{ g}}{1,84 \text{ g/cm}^3} = 81,52 \text{ cm}^3 \text{ H}_2\text{SO}_4$$

Volumen total solución:

$$(81,52 \text{ cm}^3 \text{ H}_2\text{SO}_4 + 850 \text{ cm}^3 \text{ agua}) = 931,52 \text{ cm}^3 \text{ solución}$$

$$\bar{\rho}_{\text{solución}} = \frac{1000 \text{ g}}{931,52 \text{ mL}} = 1,073 \frac{\text{g}}{\text{mL}}$$

La capacidad de la línea de proceso de la planta de recuperación de zinc será de 2,47 t/h de polvos de acería y al usar la densidad real de los polvos de acería de la Tabla A1 se determinó el volumen de los polvos siderúrgicos por h.

$$2,47 \frac{\text{t}}{\text{h}} * \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ t}} * \frac{1 \text{ L}}{2,62 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} = 0,94 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Utilizando el porcentaje de Zn presente en los polvos de acería reportado por Ricaurte (2013) y Espinoza (2012) y escalando la capacidad de la planta anteriormente reportada, se calcula la cantidad de Zn a recuperar (p.15):

$$2\,470 \frac{\text{kg de polvos}}{\text{h}} * \frac{33 \text{ kg de Zn}}{100 \text{ kg polvos}} = 815,10 \frac{\text{kg Zn}}{\text{h}}$$

La masa de solución ácida necesaria para efectuar el proceso de lixiviación con un porcentaje de sólidos del 33 % es:

$$\frac{0,77}{0,33} 2\,470 \text{ kg polvos de acería} = 5\,763,33 \text{ kg de solución}$$

Por lo tanto, el volumen de solución necesario es:

$$5\,763,33 \text{ kg de solución} * \frac{\text{m}^3}{1\,073 \text{ kg de solución}} = 5,37 \text{ m}^3$$

El consumo de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> es:

$$150 \frac{\text{g}}{\text{L solución}} * 5\,370 \frac{\text{L solución}}{\text{h}} * \frac{\text{kg}}{1\,000 \text{ g}} = 805,5 \frac{\text{kg H}_2\text{SO}_4}{\text{h}}$$

El Volumen de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> es:

El ácido adquirido tendrá una concentración de 98 % en peso con una densidad de 1,84 g/mL, por ende:

$$\frac{805,5 \frac{\text{kg H}_2\text{SO}_4}{\text{h}}}{1,84 \frac{\text{kg}}{\text{L}}} * \frac{1}{0,98} = 446,77 \frac{\text{L H}_2\text{SO}_4}{\text{h}}$$

La masa de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> alimentada al proceso es:

$$\frac{805,5 \frac{\text{kg H}_2\text{SO}_4}{\text{h}}}{0,98} = 821,94 \text{ kg/h}$$

Entonces la cantidad de agua a inyectar en el arranque de la planta es:

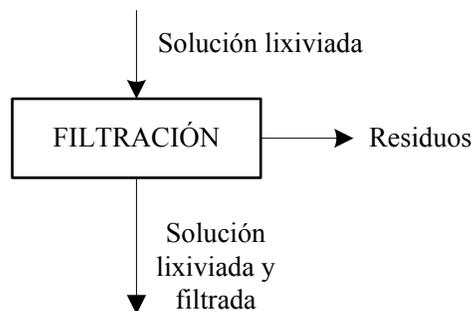
$$5\,763,33 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ solución} - 821,94 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ H}_2\text{SO}_4 = 4\,941,39 \text{ kg agua}$$

Se debe considerar que el agua se alimenta en el arranque del funcionamiento de la planta ya que posteriormente la solución de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  se recirculará y solo se añadirá más ácido de grado analítico hasta que se alcance la concentración de trabajo (150 g/L).

La cantidad total de solución lixiviada es de:

$$\frac{(4\,941,39 + 821,94 + 2470) \text{ kg}}{\text{h}} = 8\,233,33 \text{ kg/h}$$

## BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE FILTRACIÓN



**Figura AI.2.** Etapa de filtración

Posteriormente se realizó el balance de masa de la etapa de filtración subsecuente a la lixiviación. En esta etapa se obtendrá una torta resultante que

posee 10 % de humedad (Espinoza, 2012). Los porcentajes de Zn obtenidos experimentalmente por Ricaurte en la solución obtenida al proceso de lixiviación es de 11 % y 12,97 % en la torta resultante en la filtración (2013, p. 73).

Balance total:

$$8\,233,33 \text{ kg/h} = A+B$$

Balance de Zn:

$$8\,233,33 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,099 = 0,0997 * A + 0,0912 * B$$

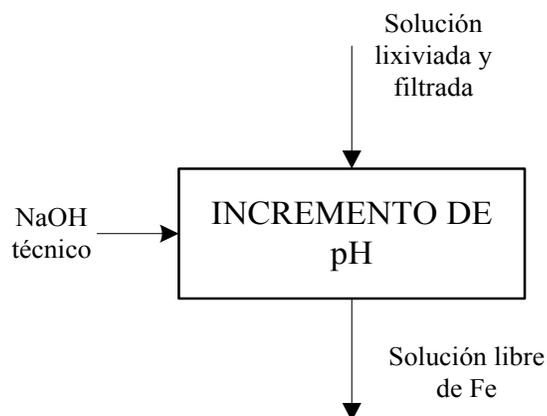
Al resolver las dos ecuaciones escritas anteriormente se obtiene:

$$A = 6\,566,66 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$B = 1\,666,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La corriente A es la solución lixiviada y la B es la torta de sólidos retenida en el filtro prensa.

### **BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE REGULACIÓN DE pH**



**Figura AI.3.** Etapa de incremento de pH

Enseguida, la solución lixiviada continuará a la etapa de incremento de pH (Sinclair, 2005, pp. 57-62). En este proceso se añadirá NaOH de grado analítico en una relación de 20 g por cada 875 mL de solución obtenida en concordancia con los resultados obtenidos por Espinoza (2012, pp. 54-61).

La densidad de la solución clarificada se asumió el valor de 1,10 g/mL con 10,5 % de Zn ya que en bibliografía se encuentra el valor de 1,20 para una solución con porcentaje de sólidos de 33 %. (Kaminsky, 2013)

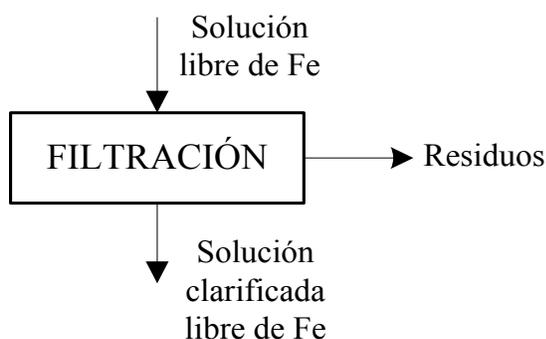
Cantidad de NaOH agregada al proceso:

$$\frac{20\text{g}}{0,875\text{ L sol}} = 22,85 \frac{\text{g NaOH}}{\text{L sol}} * \frac{6\ 566,67\ \text{Lsol}}{\text{h}} * \frac{1\ \text{kg}}{1\ 050\text{g}} = 136,40\ \text{kg} \frac{\text{NaOH}}{\text{h}}$$

Cantidad de masa resultante:

$$6\ 566,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 136,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 6\ 703,07 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE FILTRACIÓN II



**Figura AI.4.** Etapa de filtración II

El Fe precipitado se removerá mediante filtración para obtener una torta con humedad del 10 %. Los porcentajes de Zn obtenidos de manera experimental por Ricaurte (2013) en la solución del proceso de regulación de pH es de 10,1 % y 0,5 % en la torta resultante en la filtración y 10,8 % en la solución clarificada (p. 75).

Balance total:

$$6\,703,07 \text{ kg/h} = A + B$$

Balance de Zn:

$$6\,703,07 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,097 = 0,105 * A + 0,096 * B$$

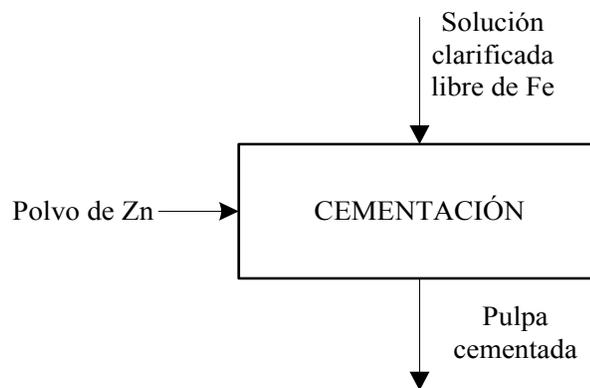
Al resolver las dos ecuaciones escritas anteriormente se obtiene:

$$A = 6\,247,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$B = 455,55 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La corriente A es la solución clarificada y la B es la torta de sólidos retenida en el filtro prensa.

## BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE CEMENTACIÓN



**Figura AI.5.** Etapa de cementación

La solución purificada pasará a una etapa de cementación en la cual, se utilizará Zn en polvo de pureza 90 % hasta obtener una suspensión de 10 g/L.

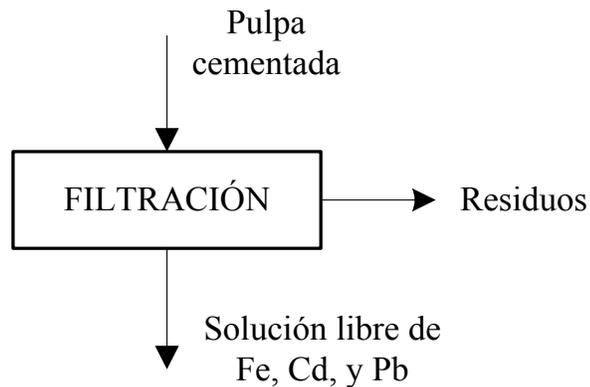
Cantidad de Polvo de Zn que se añade:

$$6\,247,52 \frac{\text{kg sol}}{\text{h}} * \frac{1 \text{ L sol}}{1,1 \text{ kg pulpa}} * \frac{10 \text{ g polvo Zn}}{\text{L sol}} * \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 56,80 \text{ kg polvo Zn}$$

Masa de cemento obtenido:

$$6247,52 + 56,80 = 6304,32 \text{ kg cemento}$$

### BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE FILTRACIÓN III



**Figura AI.6.** Etapa de filtración III

Para la etapa de electrodeposición, es necesario que la solución pase previamente por otra etapa de filtración donde se obtendrá nuevamente una torta con 10 % de humedad. Los porcentajes de Zn obtenidos experimentalmente por Ricaurte (2013) en la solución obtenida al proceso de cementación es de 11,97 % y 0,091 % en la torta resultante en la filtración y 12,37 % en la solución clarificada (pp. 76-77).

Balance total:

$$6\,304,32 \text{ kg/h} = A + B$$

Balance de Zn:

$$6\,304,32 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,103 = 0,113 * A + 0,103 * B$$

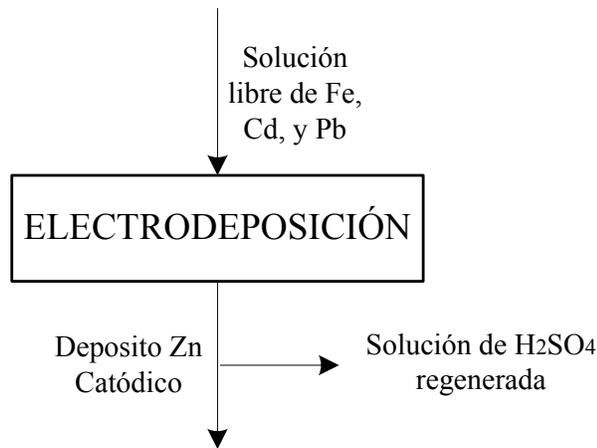
Al resolver las dos ecuaciones escritas anteriormente se obtiene:

$$A = 6\,098,96 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$B = 205,37 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La corriente A es la solución clarificada y la B es la torta de sólidos retenida en el filtro prensa.

## BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ELECTRODEPOSICIÓN



**Figura AI.7.** Etapa de electrodeposición

Las celdas electrolíticas a diseñarse están compuestas por cátodos de una aleación de Pb y Ag, en los cuales el contenido de Ag será menor al 1 %. Dentro de las celdas deberá existir un ambiente ácido con una concentración de 150 g/L (Ricaurte, 2013, pp. 61-64).

De acuerdo a Ricaurte (2013) la eficiencia de la electrodeposición a nivel de laboratorio es del 95 % y con la ayuda de la teoría de la ley de Faraday para calcular las condiciones de operación como son la intensidad de 7,27 A y tiempo de operación mínimo de 23 h (pp. 61-64). Para realizar el balance de masa de esta planta se ha tomado un valor del 90 % de eficiencia de deposición del zinc presente en la solución debido a que es un proceso a escala industrial y la eficiencia debe ser menor que la experimentación de laboratorio (Sinclair, 2005).

El Zn presenta en la solución es:

$$6\,098,38 \frac{\text{kg de solución}}{\text{h}} * 0,1031 = 628,80 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El Zn depositado en los cátodos:

$$628,80 \frac{\text{kg Zn}}{\text{h}} * 0,90 = 565,92 \frac{\text{kg Zn}}{\text{h}}$$

Según Espinoza (2012) la materia depositada en los cátodos, posterior al proceso de electrólisis, contiene un 53 % de Zn por lo cual el valor de masa total depositada en su superficie es (p. 80):

$$\frac{565,92 \text{ kg}}{0,53} \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1\,067,77 \frac{\text{kg masa depositada}}{\text{h}}$$

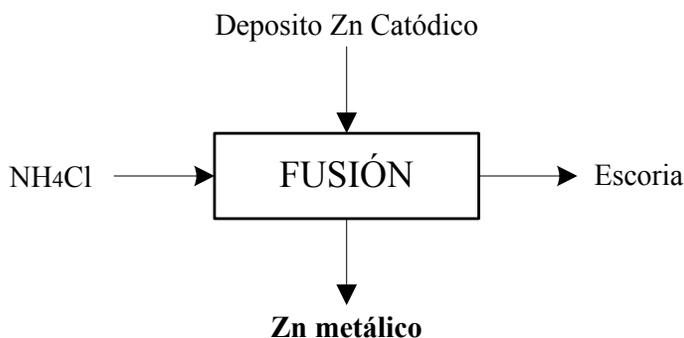
Se calculó el flujo de solución ácida que recircula desde el proceso de electrodeposición a la etapa de lixiviación (reducción de recursos e incremento de eficiencia). La cantidad de solución que se recicla al proceso de lixiviación es:

$$6\,095,96 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ solución} - 1\,067,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ masa depositada} = 5\,028,19 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{ solución}$$

Concentración de Zinc en la solución que será recirculada es:

$$\frac{628,80 \text{ kg Zn} - 565,92 \text{ kg Zn}}{5\,028,19 \text{ kg Zn}} * 100 = 2,62 \%$$

## **BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE FUSIÓN**



**Figura AI.8.** Etapa de fusión

La etapa de fusión del Zn catódico obtenido en la electrólisis se realizará en un horno de inducción. Al proceso de fundición se deberá añadir  $\text{NH}_4\text{Cl}$  como carga fundente en una relación de 15 g/20 g alimentación (Espinoza, 2012, p. 63).

$$\frac{1\,067,77 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{20 \text{ kg}} * 15 \text{ kg } \text{NH}_4\text{Cl} = 800,83 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \text{NH}_4\text{Cl}$$

Se obtiene Zn metálico del 99 %, y se recupera el 98 % de la masa del metal:

$$565,92 \frac{\text{kg Zn}}{\text{h}} * 0,98 = 554,60 \frac{\text{kg Zn}}{\text{h}}$$

La masa de escoria que se origina es:

$$1\,067,77 \frac{\text{kg masa depositada}}{\text{h}} + 800,83 \frac{\text{kgNH}_4\text{Cl}}{\text{h}} - 554,60 \frac{\text{kg Zn catódico}}{\text{h}} = 1\,314,01 \frac{\text{kg escoria}}{\text{h}}$$

La escoria contiene el Zn restante, el porcentaje presente es:

$$565,92 \frac{\text{kg Zn}}{\text{h}} - 554,60 \frac{\text{kg Zn}}{\text{h}} = 11,02 \frac{\text{kg Zn restante}}{\text{h}}$$

$$\frac{11,02}{1\,314,01} * 100 = 0,84 \%$$

Rendimiento total del proceso:

$$\frac{554,60 \text{ kg}}{2\,470 \text{ kg} * 0,33} * 100 = 68,04 \%$$

## **BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE RECIRCULACIÓN DE SOLUCIÓN ÁCIDA DESDE LA ELECTRÓLISIS AL PROCESO DE LIXIVIACIÓN**

Se determinó el flujo del reciclo de la solución ácida que se usa en la etapa de electrólisis hacia el proceso inicial de lixiviación con el objetivo de reducir la alimentación fresca de agua y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> a todo el proceso consecuente.

El zinc que está presente en la solución de reciclo es:

$$5\,028,19 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 0,0262 = 131,74 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La cantidad de solución fresca que hay que alimentar al proceso para que la concentración de ácido se mantenga en 150 g/L es:

$$5\,763,33 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 5\,028,9 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 734,43 \frac{\text{kg solución}}{\text{h}}$$

Así, la masa de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> de grado analítico fresco es:

$$\frac{734,43 \text{ kg solución}}{1\,073 \text{ kg/m}^3} * 150 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 102,16 \frac{\text{kg de ácido fresco}}{\text{h}}$$

Y la cantidad de agua fresca a alimentarse debe ser:

$$734,43 \frac{\text{kg solución fresca}}{\text{h}} - 102,16 \frac{\text{kg de ácido fresco}}{\text{h}} = 631,76 \frac{\text{kg agua}}{\text{h}}$$

La alimentación de materia prima (povos de acería) se replantea debido a la incorporación de soluciones recirculadas, así:

$$75,64 \frac{\text{kg Zn}}{\text{h}} * \frac{1}{0,33} = 229,21 \text{ kg povos de acería/h}$$

$$2\,470 \frac{\text{kg de povos de acería}}{\text{h}} - 229,21 \frac{\text{kg de povos de acería}}{\text{h}} = 2\,240 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se debe alimentar 5 763,33 kg/h de solución ácida al proceso de lixiviación para que éste se efectúe nuevamente.

## ANEXO II

### DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES

#### AII 1. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE LIXIVIACIÓN

Volumen de operación del tanque de lixiviación:

$$V_{\text{operación}} = Q_{\text{operación}} \times t_r \quad [\text{AII.1}]$$

Donde:

$t_r$ : tiempo de residencia (s)

$$V_{\text{operación}} = \frac{8\,233,33 \text{ kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,073 \text{ kg}} \times 7\,200 \text{ s} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$V_{\text{operación}} = 15,35 \text{ m}^3$$

Volumen nominal del tanque de lixiviación:

$$V_{\text{nominal}} = V_{\text{operación}} \times \text{factor de seguridad} \quad [\text{AII.2}]$$

$$V_{\text{nominal}} = 15,35 \text{ m}^3 \times 1,15$$

$$V_{\text{nominal}} = 17,65 \text{ m}^3$$

En la Tabla AII.1 se presenta las dimensiones del tanque de lixiviación de acuerdo con el volumen nominal determinado. De acuerdo con la Tabla AII.1 el valor de la altura y diámetro del tanque de lixiviación son 3,20 m y 2,65 m respectivamente.

**Tabla AII.1.** Determinación de las dimensiones del tanque de lixiviación

H (m)	D (m)	V nominal (m <sup>3</sup> )
0,50	0,50	0,10
1,00	1,00	0,79
1,34	1,25	1,64
3,20	2,65	17,65

Determinación del espesor del tanque de lixiviación:

El tanque de lixiviación cuenta con la adición de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> al 98 % en peso, y se considera como material del tanque al acero inoxidable 304 (Greco, 2013, p. 42). La tensión máxima permisible del acero 304 es 8,27 N/mm<sup>2</sup> (Blanco, 2012, p. 46). Con esto, al reemplazar estos valores en la Ecuación 3.1 de la Sección 3, el espesor del tanque es:

$$t_t = \frac{1\,073 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,25 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,65 \text{ m}}{2 \times 8,27 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1} \times \frac{1}{1\,000}$$

$$t_t = 5,48 \text{ mm}$$

## AII.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE INCREMENTO DE pH

Volumen de operación del tanque de incremento y regulación de pH:

$$V_{\text{operación}} = Q_{\text{operación}} \times t_r \quad \text{[AII.3]}$$

$$V_{\text{operación}} = \frac{6\,566,67 \text{ kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,115 \text{ kg}} \times 3\,600 \text{ s} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$V_{\text{operación}} = 5,88 \text{ m}^3$$

Volumen nominal del tanque de incremento de pH:

$$V_{\text{nominal}} = V_{\text{operación}} \times \text{factor de seguridad} \quad [\text{AII.4}]$$

$$V_{\text{nominal}} = 5,88 \text{ m}^3 \times 1,15$$

$$V_{\text{nominal}} = 6,77 \text{ m}^3$$

En la Tabla AII.2 se presenta las dimensiones del tanque de incremento de pH de acuerdo con el volumen nominal determinado.

**Tabla AII.2.** Determinación de las dimensiones del tanque de incremento de pH

H (m)	D (m)	V nominal (m <sup>3</sup> )
0,50	0,50	0,10
1,00	1,00	0,79
1,34	1,25	1,64
2,36	1,91	6,77

De acuerdo con la Tabla AII.2 el valor de la altura y diámetro del tanque de incremento de pH son 2,36 m y 1,91 m respectivamente.

Determinación del espesor del tanque de incremento de pH:

En el tanque de regulación de pH se adiciona NaOH de grado técnico a la pulpa que contiene H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, por ende, se selecciona como material del tanque el acero inoxidable 316 (Greco, 2013, p. 42). La tensión máxima permisible del acero 316 es 5,30 N/mm<sup>2</sup> (Blanco, 2012, p. 46). Con esto, al reemplazar estos valores en la Ecuación 3.1 de la Sección 3, el espesor del tanque es:

$$t_t = \frac{1\,115 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,36 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,91 \text{ m}}{2 \times 5,30 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1} \times \frac{1}{1\,000}$$

$$t_t = 4,54 \text{ mm}$$

### AII.3 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE CEMENTACIÓN

Volumen de operación del tanque de cementación:

$$V_{\text{operación}} = Q_{\text{operación}} \times t_r \quad [\text{AII.5}]$$

$$V_{\text{operación}} = \frac{6\,247,52 \text{ kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,125 \text{ kg}} \times 3\,600 \text{ s} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$V_{\text{operación}} = 5,56 \text{ m}^3$$

Volumen nominal del tanque de incremento de pH:

$$V_{\text{nominal}} = V_{\text{operación}} \times \text{factor de seguridad} \quad [\text{AII.6}]$$

$$V_{\text{nominal}} = 5,56 \text{ m}^3 \times 1,15$$

$$V_{\text{nominal}} = 6,39 \text{ m}^3$$

En la Tabla AII.3. se presenta las dimensiones del tanque de cementación de acuerdo con el volumen nominal determinado.

**Tabla AII.3.** Determinación de las dimensiones del tanque de cementación

H (m)	D (m)	V nominal (m <sup>3</sup> )
0,50	0,50	0,10
1,00	1,00	0,79

**Tabla AII.4.** Determinación de las dimensiones del tanque de cementación  
(continuación...)

H (m)	D (m)	V nominal (m <sup>3</sup> )
1,34	1,25	1,64
2,28	1,89	6,39

De acuerdo con la Tabla AII.3 el valor de la altura y diámetro del tanque de cementación son 2,28 m y 1,89 m respectivamente.

Determinación del espesor del tanque de cementación:

En el tanque de cementación se añade polvo de zinc e ingresa la pulpa que posee H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>; se selecciona como material del tanque el acero inoxidable 304 (Greco, 2013, p. 42). La tensión máxima permisible del acero 304 es 8,27 N/mm<sup>2</sup> (Blanco, 2012, p. 46). Mediante la Ecuación 3.1 de la Sección 3, el espesor del tanque es:

$$t_t = \frac{1\,125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,28 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,89 \text{ m}}{2 \times 8,27 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1} \times \frac{1}{1\,000} = 2,70 \text{ mm}$$

## **AII.4 DIMENSIONAMIENTO DE LAS CELDAS ELECTROLÍTICAS**

Para el proceso de electrólisis de la planta de recuperación de Zn de los polvos de acería, serán necesarias un conjunto de celdas electrolíticas que estarán compuestas por ánodos de plomo y cátodos de aluminio sobre los cuales se depositará el Zn que se va a recuperar.

La capacidad y las dimensiones de cada celda será determinado en base al volumen y características de la solución resultante después del proceso de purificación, además, el material del cual estarán elaboradas las celdas son láminas de polietileno de alta densidad, ya que la solución posee H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en su composición y este material es resistente al ataque de estas sustancias químicas.

**Tabla AII.5.** Propiedades de la solución que ingresa al proceso de electrodeposición

Propiedades de solución	Magnitud	Unidades
Volumen de solución	5,40	m <sup>3</sup>
Zn en solución	754,37	kg

El proceso de electrodeposición de la solución purificada de sulfato de Zn libre de Pb, Cd y Fe, se efectuará en celdas electrolíticas con los siguientes parámetros que se muestran en la Tabla AII.5:

**Tabla AII.6.** Parámetros preliminares para el dimensionamiento de cada celda electrolítica

Parámetros	Magnitud	Unidades
Número de celdas por sistema	18	-----
Densidad de corriente	727	A/m <sup>2</sup>
Largo	1,65	m
Ancho	0,50	m
Alto	0,37	m
Volumen de solución en cada celda	0,30	m <sup>3</sup>

Hay que dividir el volumen total de solución para el volumen de cada celda:

$$V_{\text{sol en cada celda}} = \frac{5,40 \text{ m}^3}{18} = 0,30 \text{ m}^3$$

Se calcula la altura mojada de la celda al dividir el volumen de cada celda para el producto de la altura y el ancho establecidos:

$$H_{\text{mojada}} = \frac{0,30 \text{ m}^3}{0,50 \text{ m} * 0,37 \text{ m}} = 1,68 \text{ m}$$

Se calcula el área mojada con el producto del largo de la celda y la altura mojada:

$$A_{\text{mojada}} = 1,25 \text{ m} * 1,68 \text{ m} = 2,10 \text{ m}^2$$

Para calcular la densidad de corriente se usa la siguiente ecuación:

$$I = \bar{d}_i \cdot A_T$$

Donde:

$\bar{d}_i$ : densidad de corriente (A/m<sup>2</sup>)

$A_T$ : área transversal mojada (m<sup>2</sup>)

$$I = \frac{727 \text{ A}}{\text{m}^2} \cdot 2,10 \text{ m}^2 = 1\,493,69 \text{ A}$$

Todos los datos anteriores son necesarios para calcular el tiempo de operación con la Ecuación 3.11 de la Sección 3:

$$t_o = \frac{M_{Zn} \cdot \#_{eq} \cdot K_F}{PM_{Zn} \cdot \frac{I}{\#_{celdas}}}$$

Donde:

$M_{Zn}$ : masa de Zn (g)

$t_o$  : tiempo de operación (min)

$\#_{eq}$  : número de equivalentes (eq/mol)

$K_F$  : constante de Faraday (c/eq)

$$t_{op} = \frac{754,37 \text{ kg} \times 2 \text{ eq} \times 96\,500 \frac{\text{C}}{\text{eq}}}{65,4 \frac{\text{g Zn}}{\text{mol Zn}} \times 1\,493,69 \text{ A} \times 18} \cdot \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 22,98 \text{ h} \sim 23 \text{ h}$$

Para determinar el voltaje que será aplicado a las celdas, primero es necesario calcular la resistencia eléctrica del sistema. Para esto se usará los datos de la conductividad de las soluciones de ácido sulfúrico y lixiviado, obtenidas experimentalmente por Ricaurte (2013). Con el uso de la siguiente ecuación e determina el valor de la resistencia (p. 126):

$$R = \frac{C_{\text{sol H}_2\text{SO}_4} \cdot C_{\text{lixiviado}}}{\text{Área mojada}} \quad [\text{AII.7}]$$

$$R = \frac{3,50 \text{ s} \times 0,001635 \text{ s}}{2,10 \text{ m}^2} = 0,0027 \Omega$$

Voltaje:

$$V = I \times R \quad [\text{AII.8}]$$

$$V = 1\,493,69 \text{ A} \times 0,0027 \Omega = 4,03 \text{ V}$$

Consumo eléctrico por sistema de celdas electrolíticas:

$$\text{Consumo eléctrico}_{\text{op}} = t \cdot V \cdot I \quad [\text{AII.9}]$$

$$\text{Consumo eléctrico}_{\text{op}} = \frac{23 \text{ h} \times 4,03 \text{ V} \times 1\,493,69 \text{ A}}{1000} = 138,45 \text{ kWh}$$

La distancia entre el cátodo y el ánodo debe ser la menor posible para disminuir la resistencia al paso de la corriente eléctrica que origina la presencia de la solución. También es recomendable agitar la solución frecuentemente para evitar la formación de perfiles de concentración que se forman cerca de los electrodos y de las paredes de la celda para incrementar la eficiencia de la deposición de Zn.

Cada celda tendrá 4 ánodos y el mismo número de cátodos. Las 8 placas de metal tendrán las mismas dimensiones (40 cm x 35 cm x 0,5 cm) y serán ubicados de forma alternada y en paralelo, con una separación de 20 cm.

Para evitar derrames de la solución en las celdas electrolíticas, la dimensión de la altura de cada reactor será multiplicado por un factor de 0,30.

$$\text{Altura} = 0,37 \text{ m} \times 1,25 = 0,48 \text{ m} \sim 0,50 \text{ m}$$

En la Tabla AII.5 se resume las características y condiciones de operación de cada celda de electrodeposición:

**Tabla AII.7.** Parámetros de funcionamiento de cada celda electrolítica

<b>Parámetros</b>	<b>Magnitud</b>	<b>Unidades</b>
Resistencia	0,0027	$\Omega$
Voltaje	4,03	V
Consumo eléctrico total	138,45	kWh
Consumo eléctrico cada celda	7,70	kWh
Altura mojada	1,37	m
Área mojada	2,10	m <sup>2</sup>
Amperaje	727,00	A/ m <sup>2</sup>
Intensidad de Corriente	1 493,69	A
Tiempo de operación	23,00	h
Alto	0,50	m
Ancho	0,50	m
Largo	1,65	m

## ANEXO III

### BALANCE DE ENERGÍA DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

#### ANEXO III.1. BALANCE ENERGÉTICO DEL HORNO DE INDUCCIÓN

Para determinar la potencia y consumo energético del horno de inducción a usarse en el proceso de fusión en la planta de recuperación de Zn, es necesario realizar un balance energético aproximado, y así, obtener las características principales de su funcionamiento. Con los parámetros de funcionamiento establecidos se realizó una correcta elección dentro de la diversidad de opciones en el mercado internacional, y que se ajusten a las condiciones de trabajo.

Posterior al proceso de electrodeposición del Zn de cada una línea de producción, se obtiene una cantidad de masa que se deposita en los cátodos de aluminio, que mayoritariamente está compuesta por Zn catódico (53,00 %). Según Espinoza (2012) en el proceso de electrólisis, no se consigue separar totalmente los contaminantes e impurezas del metal de interés, por lo cual es necesario un análisis químico para determinar la composición de la materia que contiene el Zn catódico y determinar un posterior proceso de purificación que en este caso sería la fundición (pp. 115-116). El resultado que se obtiene al someter la muestra de materia del zinc catódico en un microscopio electrónico de barrido MEB – EDX y al usar 600 aumentos, se puede observar en la tabla AIII.1:

**Tabla AIII.1.** Análisis químico del zinc catódico mediante microscopía electrónica de barrido

Elemento	Composición [%]
Zn	53,00
Pb	20,50
Fe	6,40
Na	20,10

(Espinoza, 2012, pp. 116-117)

Se determinó que el tiempo de fundición adecuado para la mezcla del Zn catódico y la carga fundente es de 2 h. Con esta explicación se determinó la cantidad de masa que debe alimentarse al horno cada 120 min para obtener el Zn metálico al 99 %. El producto final debe pasar posteriormente a una lingotera para que adapte una forma más práctica de comercialización. En la planificación de la producción de la planta de recuperación de Zn, se estima un tiempo para un ciclo de producción de 45,66 h. En un ciclo de cada línea de producción se procesa la cantidad de material que se especifica en la Tabla AIII.2. Cabe recordar que en la planta industrial existen 4 líneas de producción.

**Tabla AIII.2.** Cantidad de material que entra al proceso de fundición en un ciclo de producción en la planta de recuperación de zinc

Material	Masa total de una línea de proceso (kg)	Masa total en un ciclo de producción (kg)	Número de cargas totales al horno en un ciclo de producción	Masa total en cada carga al horno de inducción (kg)
Zn catódico	2 135,54	8 542,16	24	355,92
Carga Fundente (NH <sub>4</sub> Cl)	1 601,66	6 406,64		267,00
<b>Total</b>	<b>3 737,20</b>	<b>14 948,8</b>		<b>622,87</b>

Para determinar la potencia del horno de inducción a usarse, se debe calcular la cantidad de calor necesaria para fundir la mezcla de sustancias que se introduce en cada carga de alimentación al equipo. Para ello, es necesario usar las propiedades termo-físicas de cada elemento o compuesto que compone la mezcla de Zn catódico y la carga fundente (NH<sub>4</sub>Cl); además se debe establecer la cantidad de masa de cada elemento que compone la mezcla que contiene el Zn catódico determinados con el análisis químico que se muestra en la Tabla AIII.3.

**Tabla AIII.3.** Cantidad de masa de cada elemento o compuesto que compone la carga de alimentación al horno de inducción

Material	Cantidad total alimentada al horno cada 2 horas (kg)
Zn	188,64

**Tabla AIII.4.** Cantidad de masa de cada elemento o compuesto que compone la carga de alimentación al horno de inducción (**continuación...**)

NH <sub>4</sub> Cl	267,00
Pb	72,96
Fe	22,78
Na	71,54

La energía necesaria para que se produzca la fusión de toda la mezcla que contiene el Zn catódico y que posee la composición especificada en la Tabla AIII.3, se calculó la entalpía necesaria para fundir cada componente, para esto se debe calcular la energía para elevar la temperatura de cada compuesto desde aquella con la que ingresan al horno hasta su temperatura de fusión. En el caso de ser sustancias sólidas, como es el caso, además se debe incrementar el gasto energético para que toda la sustancia pase de estado sólido a líquido, siendo esta energía el calor latente de fusión. Para realizar el balance energético del horno de inducción, es necesario trabajar con algunas propiedades termodinámicas de los compuestos y elementos químicos, que se emplearon para calcular el calor sensible y el calor latente de fusión de cada sustancia que será fundida. Estas propiedades son la temperatura de fusión, la capacidad calórica a presión constante ( $c_P$ ) y el calor latente a temperatura constante ( $\lambda_f$ ). Así, en la tabla AIII.4 se detalla las propiedades termodinámicas de cada compuesto:

**Tabla AIII.5.** Propiedades termodinámicas de los componentes del material que contiene zinc catódico

Material	Temperatura fusión (°C)	$c_P$ en f (T) (cal/mol.K)	$\lambda_f$ (kJ/kg)
Zn	420,00	$5,00 + 0,034 T$	100,90
NH <sub>4</sub> Cl	338,00	$5,25 + 0,0027 T$	213,80
Pb	327,50	$5,77 + 0,00202 T$ (sólido) 6,8 (líquido)	22,50
Fe	1 530,00	$6,12 + 0,00336 T$	293,00
Na	98,00	$5,01 + 0,00536 T$ (sólido) 4,97 (líquido y gas)	113,00

(Perry et al., 1999, pp. 2-67,2-68)

El calor sensible se lo calcula con la Ecuación AIII.1:

$$Q = m c_P \Delta T \quad [\text{AIII.1}]$$

Donde:

m: masa de cada elemento en la composición del zinc catódico a fundir

cP: capacidad calórica a presión constante

$\Delta T$ : diferencia de temperaturas (final e inicial)

El calor latente de cierta cantidad de materia se lo calcula con el uso de la expresión:

$$Q = m \lambda_f \quad [\text{AIII.2}]$$

### **Ejemplo de cálculo del calor latente y del calor sensible para la carga fundente $\text{NH}_4\text{Cl}$**

Así, para el  $\text{NH}_4\text{Cl}$  que será usado como carga fundente en el proceso de fundición y que se alimentará la cantidad de 70,16 kg cada dos horas, se tiene:

$$Q = m c_P \Delta T$$

$$Q = 267,00 \text{ kg} \cdot c_P \cdot (T_{\text{fusión}} - T_o) \text{ K}$$

Para calcular el cP del  $\text{NH}_4\text{Cl}$  se utiliza la expresión que le corresponde a este compuesto que se presenta en la tabla AIII.4.

$$c_{P_{\text{NH}_4\text{Cl}}} = 5,25 + 0,0027 T \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}$$

Para el diseño, la temperatura para calcular el cP en la expresión, se considera la temperatura media entre la temperatura a la que ingresa la carga fundente al horno y la temperatura de fusión del elemento, en grados kelvin, de esta manera:

$$c_{P_{\text{NH}_4\text{Cl}}} = 5,25 + 0,0027 \left( \frac{611+293}{2} \right) \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}$$

$$cP_{\text{NH}_4\text{Cl}} = 6,47 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}$$

Entonces el calor sensible será:

$$Q_{\text{Sensible}} = 267,00 \text{ kg} * 6,47 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}} * (611-293) \text{ K} \frac{1 \text{ mol NH}_4\text{Cl}}{53,5 \text{ g}} \frac{1 \text{ 000 g}}{1 \text{ kg}} \frac{4,186 \text{ kJ}}{1 \text{ 000 cal}}$$

$$Q = 42 \text{ 990,18 kJ}$$

Para el calor latente de fusión se tiene:

$$Q_{\text{latente}} = m \lambda_f \text{NH}_4\text{Cl}$$

$$Q_{\text{latente}} = 267,00 \text{ kg} * 213,80 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{\text{latente}} = 57 \text{ 084,60 kJ}$$

Cuando la sustancia, en este caso el  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ya se funde totalmente a temperatura constante, es necesario entregarle más energía para que se produzca un calentamiento hasta las  $550 \text{ }^\circ\text{C}$ , que será la temperatura a la cual estará en funcionamiento el horno de inducción. En el ejemplo de cálculo que se muestra continuación, se describe el gasto energético para este proceso con el  $\text{NH}_4\text{Cl}$ .

$$Q = m cP \Delta T$$

$$Q = 267,00 \text{ kg} * 0,506 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} * (823 - T_{\text{fusión}}) \text{ K}$$

$$Q = 28 \text{ 641,62 kJ}$$

**Tabla AIII.6.** Calor sensible y calor latente para cada elemento que compone el material que contiene zinc catódico

Elemento	Q sensible (kJ)	Q latente de fusión (kJ)	Q calentamiento (kJ)	Q Total (kJ)
Zn	105 749,53	19 033,78	11 746,61	136 529,90
NH <sub>4</sub> Cl	11 296,59	57 084,60	28 641,62	128 716,40
Pb	3 026,11	1 641,60	2 305,17	6 972,88
Fe	24 786,71	6 674,54	2 022,86	33 484,11
Na	6 895,80	8 084,02	2 295,86	17 275,68
			<b>Total</b>	<b>322 979,00</b>

Como se observa en la tabla AIII.5, la energía necesaria para fundir toda la mezcla que contiene el Zn catódico es 322 979,00 kJ. Enseguida se procede a calcular la potencia que deberá tener el horno que será alimentado cada dos horas como se especificó anteriormente.

El valor de la eficiencia es dada por el fabricante y está en el intervalo de 70 a 90%. Esta información servirá para calcular la potencia real que tendrá el equipo. El criterio de sobredimensionamiento en la potencia del horno será del 20 %.

$$\text{Potencia} = \frac{322\,979,00 \text{ kJ}}{2 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} = 44,86 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 44,86 \text{ kW}$$

$$44,86 \text{ kW} * 2 \text{ h} = 89,72 \text{ kWh}$$

Con la eficiencia del 70 % y con el factor de sobredimensionamiento de 0,20 se tiene:

$$\text{Potencia} = \frac{89,72 \text{ kWh}}{0,70} * 1,20 = 153,80 \text{ kWh}$$

En el mercado internacional se encontró un horno de inducción con una capacidad nominal de 1 000 kg, que posee una potencia nominal de 500 kW y un

consumo energético de 800 kWh por cada tonelada de material a fundir. Este equipo es el seleccionado para el proceso de fundición en la planta de recuperación de Zn.

El consumo energético por el equipo seleccionado será:

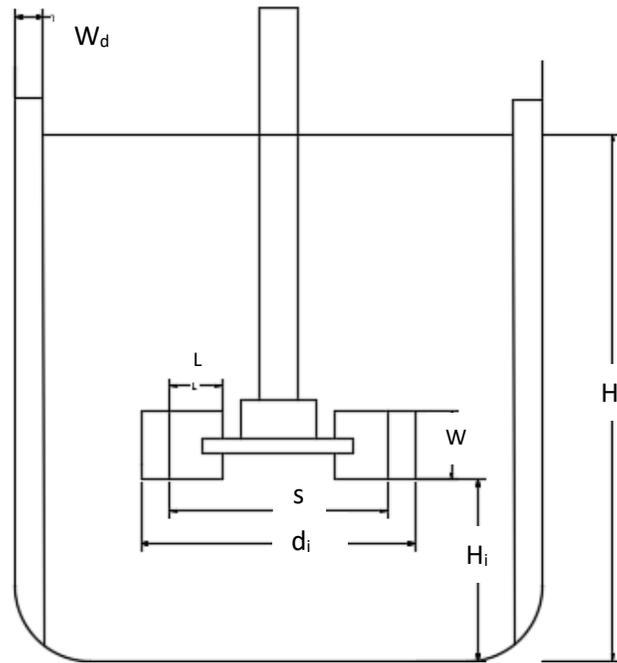
$$\text{Consumo energético} = \frac{800 \text{ kWh}}{\text{t}} * \frac{1 \text{ t}}{1000 \text{ kg}} * 622,87 \text{ kg} = 498,30 \text{ kWh}$$

### **ANEXO AIV I.2. BALANCE ENERGÉTICO Y SELECCIÓN DE LOS SISTEMAS DE AGITACIÓN DE LOS TANQUES**

En la Figura AIII.1. se muestran las partes de un agitador mecánico contenido en el tanque de lixiviación para la recuperación de Zn.

Donde:

- $d_i$ : diámetro del agitador (m)
- $H_i$ : altura del agitador respecto del fondo (m)
- $W$ : ancho de las palas del agitador (m)
- $L$ : longitud de las palas del agitador (m)
- $H_l$ : altura del líquido contenido (m)
- $W_d$ : ancho de los deflectores (m)
- $S$ : diámetro del disco céntrico (m)



**Figura AIII.1.** Partes del agitador mecánico  
(Sinclair, 2005, p. 68)

Ejemplo de cálculo para el agitador mecánico del tanque de lixiviación:

El agitador mecánico fue seleccionado con base en las ecuaciones establecidas en la Sección 3, correspondiente a los criterios de diseño.

El diámetro del agitador se determinó según la Ecuación 3.2.

$$d_i = \frac{1}{3} (2,65 \text{ m})$$

$$d_i = 0,88 \text{ m}$$

El ancho de las palas del agitador se determinó según la Ecuación 3.8.

$$W = \frac{1}{5} (0,88 \text{ m})$$

$$W = 0,18 \text{ m}$$

La altura del agitador respecto del fondo del tanque se determinó según la Ecuación 3.4.

$$H_i = d_i = 0,88 \text{ m}$$

$$H_i = 0,88 \text{ m}$$

La longitud de las palas del agitador se determinó según la Ecuación 3.5.

$$L = \frac{1}{4} (0,88 \text{ m})$$

$$L = 0,22 \text{ m}$$

La longitud de las palas del agitador mecánico que están adheridas al anillo central se determinó según la Ecuación 3.6.

$$\frac{r}{2} = \frac{1}{8} (0,88 \text{ m})$$

$$\frac{r}{2} = 0,11 \text{ m}$$

La altura del líquido en el tanque se determinó según la Ecuación 3.4.

$$H_l = D = 2,65 \text{ m}$$

$$H_l = 2,65 \text{ m}$$

Para cada tanque se consideran cinco deflectores rectangulares que estarán dispuestos de forma vertical en las paredes de cada tanque, desde el fondo y que sobresalen por encima del nivel del líquido. El ancho de cada uno de los deflectores se determinó según la Ecuación 3.8.

$$W_d = \frac{1}{10} (2,65 \text{ m})$$

$$W_d = 0,27 \text{ m}$$

El diámetro del disco central se determinó según la Ecuación 3.9.

$$S = \frac{1}{4} (2,65 \text{ m})$$

$$S = 0,66 \text{ m}$$

La potencia del agitador mecánico, es calculada a partir de la Ecuación 3.10, se considera un valor de  $G = 1\ 300 \text{ s}^{-1}$  y  $\mu = 9,58 \times 10^{-4} \text{ Ns/m}^2$  (Metcalf y Eddy, 1995, pp. 245-246).

$$P = \left( \frac{1\ 300}{\text{s}} \right)^2 \times 9,58 \times 10^{-4} \frac{\text{Ns}}{\text{m}^2} \times 17,65 \text{ m}^3$$

$$P = 28\ 575,7 \text{ W}$$

Así, el agitador mecánico requiere una potencia de 28 575,7 W.

En la Tabla AIII.6. se indican las dimensiones y potencia requerida del agitador mecánico para el tanque de lixiviación, el tanque de acondicionamiento de pH y el tanque de cementación.

**Tabla AIII.7.** Dimensiones del agitador mecánico para los tanques de lixiviación, acondicionamiento de pH y cementación

Parámetro	Tanque de lixiviación	Tanque de incremento de pH	Tanque de cementación
di (m)	0,88	0,64	0,63
W (m)	0,18	0,13	0,13
Hi (m)	0,88	0,64	0,63

**Tabla AIII.8.** Dimensiones del agitador mecánico para los tanques de lixiviación, acondicionamiento de pH y cementación (**continuación...**)

L (m)	0,22	0,16	0,16
r/2 (m)	0,11	0,08	0,08
H <sub>1</sub> (m)	2,65	1,91	1,89
W <sub>d</sub> (m)	0,27	0,19	0,19
S (m)	0,66	0,48	0,48
P (kW)	28,58	10,96	10,34

### AIII.3 BALANCE DE ENERGÍA EN EL SISTEMA DE TUBERÍAS

El balance de energía en el sistema de tuberías se realiza con base a la ecuación de Bernoulli. Para el transporte del efluente de una etapa a otra, se considera las velocidades de succión y descarga de acuerdo al tipo de bomba utilizada.

En la Tabla AIII.7. se indica el rango de velocidades permisibles de acuerdo con el tipo de bomba que se utilice.

**Tabla AIII.9.** Velocidades permisibles de succión y descarga

Tipo de Bomba	Velocidad de succión (ft/s)	Velocidad de descarga (ft/s)
Bombas Reciprocantes	1 – 2	3 – 6
Bombas Centrífugas	2 – 3	6 – 9

(API RP 14E, 1991, p. 14)

### Sistema tanque de lixiviación (TK-1101) – Filtración 1 (FLT-1101)

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.3:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_3 + hf_{1/2} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_8 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{11} \frac{v_2^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \quad [\text{AIII.3}]$$

Donde:

- $P_1$ : presión en el punto 1 ( $N/m^2$ )  
 $P_2$ : presión en el punto 2 ( $N/m^2$ )  
 $\gamma$ : peso específico ( $kg/m^2 \cdot s^2$ )  
 $g$ : gravedad ( $m^2/s$ )  
 $v_1$ : velocidad en el punto 1 ( $m/s$ )  
 $v_2$ : velocidad en el punto 2 ( $m/s$ )  
 $Z_1$ : altura desde el punto 1 (m)  
 $H_B$ : altura generada por la bomba (m)  
 $Z_2$ : altura en el punto 2 (m)  
 $hf_{3''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 2 ½" (m)  
 $hf_{1\frac{1}{2}''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1 ¼" (m)  
 $k_i$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Determinación de las velocidades  $v_1$  y  $v_2$ , como indica la Ecuación AIII.4:

$$v_i = \frac{Q}{A} \quad [AIII.4]$$

Donde:

- $v_i$ : velocidad en el punto i ( $m/s$ )  
 $Q$ : caudal del efluente ( $m^3/s$ )  
 $A$ : área de la tubería perpendicular al flujo ( $m^2$ )

Para cumplir con la velocidad de succión, para esta tubería se considera un diámetro nominal de 2 ½", cédula 80, que corresponde a un diámetro interno de 59,00 mm (Mills, 1995, p. 889).

A continuación, se usa la Ecuación AIII.4 para determinar la velocidad de succión:

$$v_1 = 7,31 \frac{m^3}{h} \times \frac{1}{\pi \left( \frac{0,059m}{2} \right)^2} \times \frac{1 h}{3600 s}$$

$$v_1 = 0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 2,44 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 2 ½", cédula 80, la velocidad de succión determinada para una bomba centrífuga, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Para cumplir el rango de la velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1 ¼", cédula 40 que corresponde a un diámetro interno de 35 mm (Mills, 1995, p. 889). Se determina la velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = 7,31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1}{\pi \left( \frac{0,035\text{m}}{2} \right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3 600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 2,11 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 6,92 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Por lo tanto con un diámetro nominal de 1 ¼", cédula 40, la velocidad de descarga determinada para una bomba centrífuga, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la ecuación de Darcy, Ecuación AIII.5.

$$h_f = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \quad \text{[AIII.5]}$$

Donde:

$h_f$ : cabeza de pérdidas (m)

$f$ : factor de fricción

- L: longitud de la tubería (m)  
 D: diámetro interno de la tubería (m)  
 v: velocidad del efluente (m/s)  
 g: gravedad (m<sup>2</sup>/s)

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se calcula previamente el factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

$$Re = \frac{v \times \delta \times D}{\mu} \quad [AIII.6]$$

Donde:

- Re: número de Reynolds  
 v: velocidad del fluido (m/s)  
 δ: densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>)  
 D: diámetro nominal de la tubería (m)  
 μ: viscosidad (kg/ms)

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 2 ½", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$Re = \frac{0,74 \frac{m}{s} \times 1\,073 \frac{kg}{m^3} \times 2,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 m}{100 \text{ cm}}}{1,1 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{kg}{m \cdot s}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 41\,252,90$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, con esto se tiene un ε = 0,0015 cm (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{2,25 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 2,62 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1 del Anexo AV.

$$f = 0,024$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 2,50 m.

Para un diámetro nominal de 2 ½", se tiene:

$$hf_{3''} = 0,024 \times \frac{2,50 \text{ m}}{59,00 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3''} = 0,028 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1 ¼", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$Re = \frac{2,11 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1073 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,25 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,1 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 65\,348,1$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, para este material se tiene un  $\varepsilon = 0,0015 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{1,25 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 4,73 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,022$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de tratamiento del efluente textil, se considera una longitud de la tubería de 2,50 m.

Para un diámetro nominal de 1 ½", se tiene:

$$hf_{3''} = 0,022 \times \frac{2,50 \text{ m}}{35 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(2,11 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3''} = 0,36 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.8. se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo, tanque de lixiviación – incremento de pH.

**Tabla AIII.10.** Accesorios para el tramo tanque de lixiviación – filtración

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Te estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

El valor de  $Z_2$  se considera de 1 m. Por lo tanto, al reemplazar los valores correspondientes, la altura generada por la bomba es:

$$H_B = 1\text{m} + 0,028\text{ m} + \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 0,36\text{ m}$$

$$+ \frac{\left(2,11 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 6,44\text{ m}$$

Determinación de las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.7:

$$\text{TDH} = P_d - P_s \quad [\text{AIII.7}]$$

Donde:

TDH: altura total dinámica (psi)

$P_d$ : presión de descarga (psi)

$P_s$ : presión de succión (psi)

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.8.

$$P_s = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs} \quad [\text{AIII.8}]$$

Donde:

$\Delta H_{ss}$ : cabezal estático en la succión (psi)

$\Delta H_{fs}$ : pérdidas por fricción y accesorios en la succión (psi)

El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.9.

$$\Delta H_{ss} = \delta \cdot H_{Ts} \quad [\text{AIII.9}]$$

Donde:

$\delta$ : densidad del efluente (lb/pulg<sup>3</sup>)

$H_{Ts}$ : altura del tanque en la línea de succión (pulg)

Para el tramo entre el tanque de lixiviación y el primer proceso de filtración, se conoce que la altura del tanque en la línea de succión es 2 m. Al reemplazar los valores correspondientes, se obtiene que:

$$\Delta H_{ss} = 2 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1\,073 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 3,05 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.10.

$$\Delta H_{fs} = hf_{3''} + \sum_{i=1}^{10} k_i \times \frac{v_1^2}{2 \times g} \quad \text{[AIII.10]}$$

Donde:

$hf_{3''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 2 ½" (m)

$g$ : gravedad (m<sup>2</sup>/s)

$v_1$ : velocidad en el punto 1 (m/s)

$k_i$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.10, se obtiene que:

$$\Delta H_{fs} = 0,028 \text{ m} + \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 1,20 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 1,20 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1\,073 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs}=1,82 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s = (3,05-1,82) \text{ psi}$$

$$P_s=1,23 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.11:

$$P_d = \Delta H_{sd} + \Delta H_{fd} \quad \text{[AIII.11]}$$

Donde:

$\Delta H_{sd}$ : cabezal estático en la descarga de la bomba (psi)

$\Delta H_{fd}$ : pérdidas por fricción y accesorios en la descarga (psi)

El valor del cabezal estático en la descarga se determina como indica la Ecuación AIII.12.

$$\Delta H_{sd} = \delta \cdot H_{Td} \quad \text{[AIII.12]}$$

Donde:

$\delta$ : densidad del efluente (lb/pulg<sup>3</sup>)

$H_{Td}$ : altura del tanque en la línea de descarga (pulg)

En este tramo se la planta industrial la altura del tanque en la línea de descarga es 1,30 m. Al reemplazar los valores correspondientes, se obtiene que:

$$\Delta H_{sd} = 1,30 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1073 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd}=1,97 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{fd} = hf_{1/2"} + \sum_{i=1}^{10} k_i \times \frac{v_2^2}{2 \times g} \quad [\text{AIII.13}]$$

Donde:

$Hf_{1/2}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1 1/4" (m)

g: gravedad (m<sup>2</sup>/s)

v<sub>2</sub>: velocidad en el punto 2 (m/s)

k<sub>i</sub>: constante de descarga propio de cada accesorio

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.13, se obtiene que:

$$\Delta H_{fd} = 0,36 \text{ m} + \frac{\left(2,11 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd} = 4,03 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 4,03 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1073 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 6,13 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.9, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = 8,10 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH}=(8,10-1,23)\text{psi}$$

$$\text{TDH}=6,87 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}}= Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVI.1. del Anexo AVI, de acuerdo a la curva de operación de la bomba seleccionada, se encontró una eficiencia del 35 %.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{7,31 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \times \frac{1073 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} \times 6,44 \text{ m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}} = 393,28 \text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}} = 393,28 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 0,53 \text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p.37).

$$n_{\text{bomba}} = 0,53 \text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}} = 0,58 \text{ HP}$$

### Sistema Filtración 1 (FLT-1101) – Regulación e Incremento de pH (TK-1102)

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.14:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_{3''} + hf_{1\frac{1}{2}''} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_3 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_8 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{11} \frac{v_2^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \quad [\text{AIII.14}]$$

Donde:

$P_1$ : presión en el punto 1 (N/m<sup>2</sup>)

$P_2$ : presión en el punto 2 (N/m<sup>2</sup>)

$\gamma$ : peso específico (kg/m<sup>2</sup>·s<sup>2</sup>)

$g$ : gravedad (m<sup>2</sup>/s)

$v_1$ : velocidad en el punto 1 (m/s)

$v_2$ : velocidad en el punto 2 (m/s)

$Z_1$ : altura desde el punto 1 (m)

$H_B$ : altura generada por la bomba (m)

$Z_2$ : altura en el punto 2 (m)

$hf_{3''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 3" (m)

$hf_{1\frac{1}{2}''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1 ½" (m)

$k_i$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Determinación de las velocidades en el punto 1 ( $v_1$ ) y en el punto 2 ( $v_2$ ), como indica la Ecuación AIII.3:

Para cumplir con el rango de la velocidad de succión de una bomba recíprocante, se considera un diámetro nominal de 3", cédula 80 que corresponde a un diámetro interno de 74 mm (Mills, 1995, p. 889).

Enseguida se determina la velocidad de succión según la Ecuación AIII.4.

$$v_1 = \frac{6\,566,67 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,100 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,074\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_1 = 0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 1,26 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 3", cédula 80, la velocidad de succión determinada para una bomba recíproca, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Para el cumplimiento del rango de velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40 que corresponde a un diámetro nominal de 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = \frac{6\,566,67 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,100 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,041\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 4,11 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40, la velocidad de descarga determinada para una bomba recíproca, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la Ecuación AIII.7.

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se calcula previamente el factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

$$\text{Re} = \frac{0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,2 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$\text{Re} = 27\,241,5$$

Se considera un  $\varepsilon = 0,0015 \text{ cm}$ , esto para tubería una tubería de acero inoxidable 304 debido a que se transporta una solución lixiviada con  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (Langlais, Reckhow y Brink, 1991, p. 438).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,97 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,025$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de zinc, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 3", se tiene:

$$hf_{3''} = 0,025 \times \frac{3,00 \text{ m}}{73,66 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3''} = 0,007 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1 ½", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$\text{Re} = \frac{1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,2 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$\text{Re} = 44\,005,50$$

Se considera un  $\epsilon = 0,0015 \text{ cm}$ , esto para tubería una tubería de acero inoxidable 304 debido a que se transporta una solución lixiviada con  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (Langlais, Reckhow y Brink, 1991, p. 438).

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = 3,93 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\epsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,023$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de tratamiento del efluente textil, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m.

Para un diámetro nominal de 1 ½", se tiene:

$$hf_{1/2"} = 0,023 \times \frac{3,00 \text{ m}}{40,89 \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{1/2"} = 0,14 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.9. se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo filtración 1– Incremento de pH

**Tabla AIII.11.** Accesorios para el tramo filtración 1 – tanque de incremento de pH

ACCESORIO	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Tee estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

Se considera que el valor de  $Z_2$  es 2 m. El valor de la altura generada por la bomba es:

$$H_B = 2 \text{ m} + 0,007 \text{ m} + \frac{\left(0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 0,14 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 3,85 \text{ m}$$

Determinación de las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.7.

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.8. El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.9.

Para el tramo del sistema filtración 1 – tanque de incremento de pH, se conoce que el valor de la altura del reactor en la línea de succión es 2,50 m, entonces:

$$\Delta H_{ss} = 2,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 3,90 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.67.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.10, se obtiene que:

$$\Delta H_{fs} = 0,007 \text{ m} + \frac{\left(0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 0,33 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,33 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,52 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s = 3,38 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.9.

Para el tramo del filtro prensa y el tanque de regulación de pH, se conoce que el valor de la altura del tanque en la línea de descarga es 3,05 m, entonces:

$$\Delta H_{sd} = 3,00 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd} = 3,90 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.11.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.11, se obtiene que:

$$\Delta H_{fd} = 0,14 \text{ m} + \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd} = 1,52 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 1,52 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 2,37 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = (3,90 + 2,37) \text{ psi}$$

$$P_d = 6,27 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.7, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH} = (6,27 - 3,38) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 2,89 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVIII.1. del Anexo AVIII, de acuerdo a la curva de operación de la bomba seleccionada, se encontró una eficiencia del 35 %.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{6\,566,67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,100\text{kg}} \times \frac{1\,100\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,85\text{m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}} = 196,83\text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}} = 196,83\text{ W} \times \frac{1\text{ HP}}{745,7\text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 0,26\text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$n_{\text{bomba}} = 0,26\text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}} = 0,29\text{ HP}$$

### Sistema de tanque de incremento de pH (TK-1102) – Filtración 2 (FLT-1102)

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.15:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_{1/2} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_3 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_8 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{11} \frac{v_2^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \quad [\text{AIII.15}]$$

Donde:

P<sub>1</sub>: presión en el punto 1 (N/m<sup>2</sup>)

- $P_2$ : presión en el punto 2 ( $\text{N/m}^2$ )  
 $\gamma$ : peso específico ( $\text{kg/m}^2\cdot\text{s}^2$ )  
 $g$ : gravedad ( $\text{m}^2/\text{s}$ )  
 $v_1$ : velocidad en el punto 1 ( $\text{m/s}$ )  
 $v_2$ : velocidad en el punto 2 ( $\text{m/s}$ )  
 $Z_1$ : altura desde el punto 1 (m)  
 $H_B$ : altura generada por la bomba (m)  
 $Z_2$ : altura en el punto 2 (m)  
 $hf_{3''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 3" (m)  
 $hf_{1\frac{1}{2}''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1 ½" (m)  
 $ki$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Determinación de las velocidades  $v_1$  y  $v_2$ , como indica la Ecuación AIII.4.

Para cumplir el rango de velocidad de succión, se estima un diámetro nominal de 3", cédula 80 que tiene a un diámetro interno de 73,66 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de succión según la Ecuación AIII.4.

$$v_1 = \frac{6\,703,07 \text{ kg}}{\text{día}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,115 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,074\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_1 = 0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 1,27 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 3", cédula 80, la velocidad de succión determinada para una bomba recíproca, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Para el cumplimiento de la velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40 que corresponde a un diámetro interno de 40,89 mm

(Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = \frac{6\,703,07 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,115 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,041\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 4,14 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40, la velocidad de descarga determinada para una bomba recíprocante, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la Ecuación AIII.5.

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se establece factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

Por lo tanto, el número de Reynolds para un diámetro nominal de 3", es:

$$\text{Re} = \frac{0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,115 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,2 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$\text{Re} = 27613,9$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 316, con esto se tiene un  $\varepsilon = 0,0018 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0018 \text{ cm}}{3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 2,36 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1 del Anexo AV.

$$f = 0,022$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 3", se tiene:

$$hf_{3"} = 0,022 \times \frac{3,00 \text{ m}}{73,66 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3"} = 0,0069 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1 ½", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$Re = \frac{1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1115 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,2 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 44\,605,5$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 316, con esto se tiene un  $\varepsilon = 0,0018 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0018 \text{ cm}}{1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 4,72 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1 del Anexo AV.

$$f = 0,024$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 1 ½", se tiene:

$$hf_{3"} = 0,024 \times \frac{3,00 \text{ m}}{40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3"} = 0,15 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.10 se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo, tanque de incremento de pH – filtración 2.

**Tabla AIII.12.** Accesorios para el tramo del tanque de incremento de pH – filtración 2

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Te estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

Se considera que el valor de  $Z_2$  es 4 m, la altura generada por la bomba es:

$$H_B = 4 \text{ m} + 0,0069 \text{ m} + \frac{\left(0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 0,15 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 5,87 \text{ m}$$

Determinación de las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.7.

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.8. El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.9.

En el tramo del tanque de incremento de pH y el filtro prensa, se conoce que la altura del tanque en la línea de succión es 1,75 m. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.7, se obtiene que:

$$\Delta H_{ss} = 1,75 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1115 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 2,76 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.9.

$$\Delta H_{fs} = 0,0069 \text{ m} + \frac{\left(0,39 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 0,33 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,31 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1115 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,53 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.7, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s = (2,76 - 0,53) \text{ psi}$$

$$P_s = 2,23 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.8.

En el tramo del tanque de incremento de pH y el filtro prensa, se conoce que la altura del tanque en la línea de descarga es 2,00 m. El valor del cabezal estático en la descarga se determina como indica la Ecuación AIII.9, por lo tanto, se obtiene que:

$$\Delta H_{sd} = 2,00 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1 \ 115 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd} = 3,15 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.10. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.10, se obtiene que:

$$\Delta H_{fd} = 0,15 \text{ m} + \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd} = 1,26 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 1,26 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1 \ 115 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 1,99 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = 3,15 + 1,99$$

$$P_d = 5,14 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.7, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH} = (5,14 - 2,23) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 2,91 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVI.1. del Anexo AVI, de acuerdo a la curva de operación de la bomba escogida, se trabajó una eficiencia del 35 %.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{6\,703,07 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,115 \text{ kg}} \times \frac{1\,115 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} \times 5,87 \text{ m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}} = 306,35 \text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}} = 306,35 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 0,41 \text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$n_{\text{bomba}} = 0,41 \text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}} = 0,45 \text{ HP}$$

### Filtración 2 (FLT-1102) – Tanque de cementación (TK-1103)

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.16:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_{1/2''} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_3 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_8 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{11} \frac{v_2^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \quad [\text{AIII.16}]$$

Donde:

$P_1$ : presión en el punto 1 (N/m<sup>2</sup>)

$P_2$ : presión en el punto 2 (N/m<sup>2</sup>)

$\gamma$ : peso específico (kg/m<sup>2</sup>·s<sup>2</sup>)

$g$ : gravedad (m<sup>2</sup>/s)

$v_1$ : velocidad en el punto 1 (m/s)

$v_2$ : velocidad en el punto 2 (m/s)

$Z_1$ : altura desde el punto 1 (m)

$H_B$ : altura generada por la bomba (m)

$Z_2$ : altura en el punto 2 (m)

$hf_{3''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 3" (m)

$hf_{1/2''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1 1/2" (m)

$k_i$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Para el cumplimiento de la velocidad de succión, se considera un diámetro nominal de 3", cédula 80 que corresponde a un diámetro interno de 73,66 mm

(Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de succión según la Ecuación AIII.4.

$$v_1 = \frac{6\,247,52 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,120 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,074\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_1 = 0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 1,18 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 3", cédula 80, la velocidad de succión determinada para una bomba recíprocante, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Para el cumplimiento de la velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40 que corresponde a un diámetro interno de 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, la velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = \frac{6\,247,52 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,120 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,041\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 1,12 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 3,64 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40, la velocidad de descarga determinada para una bomba recíprocante, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la Ecuación AIII.5.

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se calcula previamente el factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

Al reemplazar las variables correspondientes en la Ecuación AIII.6, el número de Reynolds para un diámetro nominal de 3", es:

$$\text{Re} = \frac{0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1120 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,24 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$\text{Re} = 24\,777,3$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 316, este material tiene un factor de rugosidad  $\varepsilon = 0,0018 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0018 \text{ cm}}{3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 2,36 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,025$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 3", se tiene:

$$hf_{3''} = 0,025 \times \frac{3,00 \text{ m}}{73,66 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3''} = 0,007 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1 ½", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$Re = \frac{1,12 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 120 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,24 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 38\,542,5$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 316, con esto se tiene un  $\varepsilon = 0,0018 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0018 \text{ cm}}{1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 4,72 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,023$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 1 ½", se tiene:

$$hf_3 = 0,023 \times \frac{3,00 \text{ m}}{40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,12 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_3 = 0,13 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.11 se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo, filtración – tanque de cementación.

**Tabla AIII.13.** Accesorios para el tramo de filtración 2 – tanque de cementación

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Tee estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

Se conoce que valor de la variable  $Z_2$  es 3,00 m. La altura generada por la bomba es:

$$H_B = 3,00 \text{ m} + 0,009 \text{ m} + \frac{\left(0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 0,13 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,12 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 4,55 \text{ m}$$

Determinación de las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.7.

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.8. El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.9.

En el tramo filtración y el tanque de cementación, se conoce que la altura del tanque en la línea de succión es 1,50 m. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.10, se obtiene que:

$$\Delta H_{ss} = 1,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 120 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 2,40 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.10.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene que:

$$\Delta H_{fs} = 0,007 \text{ m} + \frac{\left(0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 0,28 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,28 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 120 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,43 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.11, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s = (2,40 - 0,43) \text{ psi}$$

$$P_s = 1,97 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.12. En el tramo de filtración y el tanque de cementación, se conoce que la altura del tanque en la

línea de descarga es 1,20 m. Por lo tanto, el valor del cabezal estático en la descarga se determina como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{sd} = 1,20 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 120 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd} = 1,91 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{fd} = 0,13 \text{ m} + \frac{\left(1,12 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd} = 1,19 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fd} = 1,19 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 120 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fd} = 1,89 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.9, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = (1,19 + 1,89) \text{ psi}$$

$$P_d = 3,09 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH} = (3,09 - 1,97) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 1,12 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVI.1. del Anexo AVI, de acuerdo a la curva de operación de la bomba seleccionada, se encontró una eficiencia del 35 %.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{6\,247,52 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,120 \text{ kg}} \times \frac{1\,120 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} \times 4,55 \text{ m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}} = 221,31 \text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}} = 221,31 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 0,30 \text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p.37).

$$n_{\text{bomba}} = 0,30 \text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}} = 0,33 \text{ HP}$$

### **Tanque de Cementación (TK-1103) – Filtración 3 (FLT-1103)**

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.17:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_{1\frac{1}{2}"} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_3 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_8 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{11} \frac{v_2^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \quad [\text{AIII.17}]$$

Donde:

$P_1$ : presión en el punto 1 (N/m<sup>2</sup>)

$P_2$ : presión en el punto 2 (N/m<sup>2</sup>)

$\gamma$ : peso específico (kg/m<sup>2</sup>·s<sup>2</sup>)

$g$ : gravedad (m<sup>2</sup>/s)

$v_1$ : velocidad en el punto 1 (m/s)

$v_2$ : velocidad en el punto 2 (m/s)

$Z_1$ : altura desde el punto 1 (m)

$H_B$ : altura generada por la bomba (m)

$Z_2$ : altura en el punto 2 (m)

$hf_{3"}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 3" (m)

$hf_{1\frac{1}{2}"}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1 ½" (m)

$k_i$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Determinación de las velocidades  $v_1$  y  $v_2$ , como indica la Ecuación AIII.4.

Para el cumplimiento de la velocidad de succión, se considera un diámetro nominal de 3", cédula 80 que corresponde a un diámetro interno de 73,66 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de succión según la Ecuación AIII.4.

$$v_1 = \frac{6\,304,32 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,125 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,074\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_1 = 0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 1,18 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 3", cédula 80, la velocidad de succión determinada para una bomba recíprocante, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Para el cumplimiento de la velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40 que corresponde a un diámetro interno de 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889).

Se calcula la velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = \frac{6\,304,32 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,125 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,041\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 1,18 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 3,86 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40, la velocidad de descarga determinada para una bomba recíprocante, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la Ecuación AIII.5.

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se calcula previamente el factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

Al reemplazar las variables correspondientes en la Ecuación AIII.6, el número de Reynolds para un diámetro nominal de 3", es:

$$\text{Re} = \frac{0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,25 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 24\,688,8$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, con esto se tiene un  $\varepsilon = 0,0015$  cm (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,97 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,027$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 3", se tiene:

$$hf_{3"} = 0,027 \times \frac{3,00 \text{ m}}{73,66 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3"} = 0,008 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1 ½", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$Re = \frac{1,18 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,25 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 40\,462,2$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, q posee un factor de rugosidad  $\epsilon = 0,0015$  cm (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}} = 3,94 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\epsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,024$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 1 ½", se tiene:

$$hf_3 = 0,024 \times \frac{3,00 \text{ m}}{40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,18 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_3 = 0,13 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.12. se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo, filtración 3 – tanque de cementación.

**Tabla AIII.14.** Accesorios para el tramo de tanque de cementación – filtración 3

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Tee estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

Se conoce que valor de la variable  $Z_2$  es 4,00 m. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.7, la altura generada por la bomba es:

$$H_B = 4,00 \text{ m} + 0,008 \text{ m} + \frac{\left(0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 0,13 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,18 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 5,63 \text{ m}$$

Se determina las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.8.

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.9. El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.10.

En el tramo del tanque de cementación y filtración, se conoce que la altura del tanque en la línea de succión es 1,50 m.

$$\Delta H_{ss} = 1,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 2,41 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.10.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene que:

$$\Delta H_{fs} = 0,008 \text{ m} + \frac{\left(0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 0,27 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,27 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,51 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.11, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s = (2,41 - 0,51) \text{ psi}$$

$$P_s = 1,90 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.12.

En el tramo de tanque de cementación y filtración, se conoce que la altura de la línea de descarga es 1,30 m. Por lo tanto, el valor del cabezal estático en la descarga se determina como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{sd} = 1,30 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd} = 2,1 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{fd} = 0,13 \text{ m} + \frac{\left(1,18 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd} = 1,20 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fd} = 1,20 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1 \, 125 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fd} = 1,91 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.9, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = (1,20 + 1,91) \text{ psi}$$

$$P_d = 3,11 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH} = (3,11 - 1,90) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 1,21 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVI.1. del Anexo AVI, de acuerdo a la curva de operación de la bomba seleccionada, se encontró una eficiencia del 35 %.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{6 \, 304,32 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3 \, 600 \text{ s}} \times \frac{\text{m}^3}{1 \, 125 \text{ kg}} \times \frac{1 \, 125 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} \times 5,63 \text{ m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}}=276,34 \text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}}=276,34 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}}=0,37 \text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p.37).

$$n_{\text{bomba}}=0,37 \text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}}=0,41 \text{ HP}$$

### Filtración 3 (FLT-1103) – Electrodeposición (SEL-1101)

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.18:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_{1^{1/2}} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_3 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_8 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{11} \frac{v_2^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \quad [\text{AIII.18}]$$

Donde:

- $P_1$ : presión en el punto 1 (N/m<sup>2</sup>)
- $P_2$ : presión en el punto 2 (N/m<sup>2</sup>)
- $\gamma$ : peso específico (kg/m<sup>2</sup>·s<sup>2</sup>)
- $g$ : gravedad (m<sup>2</sup>/s)
- $v_1$ : velocidad en el punto 1 (m/s)
- $v_2$ : velocidad en el punto 2 (m/s)
- $Z_1$ : altura desde el punto 1 (m)
- $H_B$ : altura generada por la bomba (m)
- $Z_2$ : altura en el punto 2 (m)

$hf_3$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 3" (m)

$hf_{1\frac{1}{2}}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1 ½" (m)

$ki$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Determinación de las velocidades  $v_1$  y  $v_2$ , como indica la Ecuación AIII.4.

Para el cumplimiento de la velocidad de succión, se considera un diámetro nominal de 3", cédula 80 que corresponde a un diámetro interno de 73,66 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de succión según la Ecuación AIII.4.

$$v_1 = \frac{6\,098,96 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,130 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,074\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_1 = 0,35 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 1,14 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 3", cédula 80, la velocidad de succión determinada para una bomba recíproca, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Para el cumplimiento de la velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1 ½", cédula 40 que corresponde a un diámetro interno de 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, la velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = \frac{6\,098,96 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,130 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,041\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 1,13 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 3,72 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1 ½”, cédula 40, la velocidad de descarga determinada para una bomba recíproca, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la Ecuación AIII.5.

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se calcula previamente el factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

Al reemplazar las variables correspondientes en la Ecuación AIII.6, el número de Reynolds para un diámetro nominal de 3”, es:

$$\text{Re} = \frac{0,34 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,130 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,30 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$\text{Re} = 23\,182,40$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, con esto se tiene un  $\epsilon = 0,0015 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = 1,97 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,027$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 3", se tiene:

$$hf_{3"} = 0,027 \times \frac{3,00 \text{ m}}{73,66 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,34 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3"} = 0,008 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1 ½", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$Re = \frac{1,13 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1130 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,30 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 37\,423,0$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, con esto se tiene un  $\varepsilon=0,0015 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,94 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,026$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 3,00 m. Para un diámetro nominal de 1 ½", se tiene:

$$hf_3 = 0,026 \times \frac{3,00 \text{ m}}{40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,18 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_3 = 0,13 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.13. se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo, filtración 3 – tanque de cementación.

**Tabla AIII.15.** Accesorios para el tramo de filtración 3– electrodeposición

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Tee estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

Se conoce que valor de la variable  $Z_2$  es 5,00 m. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.7, la altura generada por la bomba es:

$$H_B = 5,00 \text{ m} + 0,008 \text{ m} + \frac{\left(0,34 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 0,13 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,18 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 6,70 \text{ m}$$

Determinación de las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.8.

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.9. El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.10.

En el tramo del tanque de filtración y electrodeposición, se conoce que la altura de la línea de succión es 1,50 m

$$\Delta H_{ss} = 1,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 130 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 2,41 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.10.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene que:

$$\Delta H_{fs} = 0,008 \text{ m} + \frac{\left(0,34 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 0,25 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,25 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 130 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,39 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.11, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s=(2,41-0,39) \text{ psi}$$

$$P_s=2,02 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.12.

En el tramo de tanque de filtración 3 y electrodeposición, se conoce que la altura de la línea de descarga es 0,50 m. Por lo tanto, el valor del cabezal estático en la descarga se determina como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{sd}=0,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 130 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd}=0,8 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{fd}=0,13 \text{ m} + \frac{\left(1,13 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00+10,00+1,80+2,50+2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd}=1,19 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fd}=1,19 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 130 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fd}=1,90 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.9, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = (1,19 + 1,90) \text{ psi}$$

$$P_d = 3,09 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH} = (3,09 - 2,02) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 1,07 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVI.1. del Anexo AVI, de acuerdo a la curva de operación de la bomba seleccionada, se encontró una eficiencia del 35%.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{6\,098,96 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,130 \text{ kg}} \times \frac{1\,130 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} \times 6,70 \text{ m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}} = 318,15 \text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}} = 318,15 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 0,43 \text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p.37).

$$n_{\text{bomba}} = 0,43 \text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}} = 0,47 \text{ HP}$$

### Sistema de recirculación de solución ácida reciclada posterior al proceso de electrólisis

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.60:

$$\begin{aligned} \frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_{1\frac{1}{2}"} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_3 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} \\ + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_8 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \end{aligned} \quad [\text{AIII.18}]$$

Donde:

$P_1$ : presión en el punto 1 (N/m<sup>2</sup>)

$P_2$ : presión en el punto 2 (N/m<sup>2</sup>)

$\gamma$ : peso específico (kg/m<sup>2</sup>·s<sup>2</sup>)

$g$ : gravedad (m<sup>2</sup>/s)

$v_1$ : velocidad en el punto 1 (m/s)

$v_2$ : velocidad en el punto 2 (m/s)

$Z_1$ : altura desde el punto 1 (m)

$H_B$ : altura generada por la bomba (m)

$Z_2$ : altura en el punto 2 (m)

$hf_{3"}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1 ½" (m)

$hf_{1\frac{1}{2}"}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1" (m)

$k_i$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Determinación de las velocidades  $v_1$  y  $v_2$ , como indica la Ecuación AIII.4:

Para cumplir con el rango de velocidad de succión, se considera un diámetro nominal de 1 ½", cédula 80, que corresponde a un diámetro interno de 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889).

Se usa la Ecuación AIII.4. para determinar la velocidad de succión:

$$v_1 = 5\,028,19 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\,073 \text{ kg}^{-1}}{\text{m}^3} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,041\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_1 = 0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 3,09 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1 ½", cédula 80, la velocidad de succión determinada para una bomba centrífuga, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Para cumplir el rango de la velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1", cédula 80 que corresponde a un diámetro interno de 24,31 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = 5,02 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,02431\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 2,68 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 8,81 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1", cédula 80, la velocidad de descarga determinada para una bomba centrífuga, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la ecuación de Darcy, Ecuación AIII.5.

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se calcula previamente el factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1 ½", será:

$$\text{Re} = \frac{0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,5 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,1 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$\text{Re} = 36\ 195$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, con esto se tiene un  $\varepsilon = 0,0015 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{1,5 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,94 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,0225$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 5 m.

Para un diámetro nominal de 1 ½", se tiene:

$$hf_{1/2"} = 0,0225 \times \frac{5,00 \text{ m}}{41,25 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{1/2"} = 0,13 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$\text{Re} = \frac{2,68 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,1 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$\text{Re} = 68\,072$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, con esto se tiene un  $\varepsilon = 0,0015 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{1,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 5,90 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,026$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de tratamiento del efluente textil, se considera una longitud de la tubería de 10 m.

Para un diámetro nominal de 1", se tiene:

$$hf_{1''} = 0,026 \times \frac{10,00 \text{ m}}{24,31 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(2,68 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{1''} = 3,21 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.14 se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo de recirculación de solución ácida.

**Tabla AIII.16.** Accesorios para el tramo de recirculación de solución ácida

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Tee estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

El valor de  $Z_2$  se considera de 8 m. La altura generada por la bomba es:

$$H_B = 8\text{m} + 0,13 \text{ m} + \frac{\left(0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 3,21 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(2,68 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 17,96 \text{ m}$$

Determinación de las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.7:

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.8.

El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.9.

Para el tramo entre la electrólisis y el tanque de lixiviación, se conoce que la altura del tanque en la línea de succión es 0,50 m. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.9, se obtiene que:

$$\Delta H_{ss} = 0,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 0,78 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.10.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene que:

$$\Delta H_{fs} = 0,13 \text{ m} + \frac{\left(0,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 1,67 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 1,67 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1073 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 2,55 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.11, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s = (2,55 - 0,78) \text{ psi}$$

$$P_s = 1,77 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.12:

El valor del cabezal estático en la descarga se determina como indica la Ecuación AIII.13.

Para el tramo entre la electrólisis y el tanque de lixiviación, se conoce que la altura del tanque en la línea de descarga es 0,50 m. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.13, se obtiene que:

$$\Delta H_{sd} = 0,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd} = 0,78 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.9.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.9, se obtiene que:

$$\Delta H_{fd} = 3,21 \text{ m} + \frac{\left(2,68 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd} = 8,27 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 8,27 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 13,10 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.9, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = 13,10 + 0,78$$

$$P_d = 13,88 \text{ psi}$$

Por lo tanto, al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH} = (13,88 - 1,77) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 12,11 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVI.1 del Anexo AVI, de acuerdo a la curva de operación de la bomba seleccionada, se encontró una eficiencia del 35 %.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{5,02 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} \times 17,96 \text{ m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}} = 697,63 \text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}} = 697,63 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 0,94 \text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$n_{\text{bomba}} = 0,94 \text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}} = 1,02 \text{ HP}$$

### Almacenamiento de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> – Lixiviación (TK-1101)

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.20:

$$\begin{aligned} \frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_{1\frac{1}{2}"} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_3 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} \\ + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{11} \frac{v_2^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \end{aligned} \quad [\text{AIII.20}]$$

Donde:

- P<sub>1</sub>: presión en el punto 1 (N/m<sup>2</sup>)
- P<sub>2</sub>: presión en el punto 2 (N/m<sup>2</sup>)
- γ: peso específico (kg/m<sup>2</sup>·s<sup>2</sup>)
- g: gravedad (m<sup>2</sup>/s)
- v<sub>1</sub>: velocidad en el punto 1 (m/s)
- v<sub>2</sub>: velocidad en el punto 2 (m/s)
- Z<sub>1</sub>: altura desde el punto 1 (m)
- H<sub>B</sub>: altura generada por la bomba (m)
- Z<sub>2</sub>: altura en el punto 2 (m)
- hf<sub>3"</sub>: cabeza de pérdidas para la tubería de 1 ¼" (m)
- hf<sub>1½"</sub>: cabeza de pérdidas para la tubería de 1 " (m)
- ki: constante de descarga propio de cada accesorio

Determinación de las velocidades v<sub>1</sub> y v<sub>2</sub>, como indica la Ecuación AIII.4.

Para el cumplimiento de la velocidad de succión, se considera un diámetro nominal de 1 ¼", cédula 80 que corresponde a un diámetro interno de 32,46 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de succión según la Ecuación AIII.4.

$$v_1 = \frac{821,94 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,840 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,03246 \text{ m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_1 = 0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 0,49 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1 ¼", cédula 80, la velocidad de succión determinada para una bomba centrífuga, no se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7, este se debe al valor bajo del caudal de ácido que se va a alimentar al proceso de lixiviación.

Para el cumplimiento de la velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1", cédula 80 que corresponde a un diámetro interno de 24,31 mm (Mills, 1995, p. 889).

La velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = \frac{821,94 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,840 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,02431 \text{ m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 0,90 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 1", cédula 80, la velocidad de descarga determinada para una bomba centrífuga tampoco se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7, pero es necesario implementar un sistema de bombeo para alimentar el ácido al tanque de lixiviación, por lo cual será necesario sobredimensionar el sistema en este tramo de la planta.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la Ecuación AIII.5.

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se calcula previamente el factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

Al reemplazar las variables correspondientes en la Ecuación AIII.6, el número de Reynolds para un diámetro nominal de 3", es:

$$Re = \frac{0,15 \frac{m}{s} \times 1\,840 \frac{kg}{m^3} \times 1,25 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1m}{100 \text{ cm}}}{25 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{kg}{m \cdot s}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 350,52$$

El número de Reynolds es muy bajo, por lo cual se concluye el fluido tiene flujo laminar, en este caso el factor  $f$ , se calcula de la siguiente manera:

$$f = 64/Re$$

$$f = 0,18$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 20,00 m. Para un diámetro nominal de 1 1/4", se tiene:

$$hf_{1\ 1/4"} = 0,18 \times \frac{20,00 \text{ m}}{32,46 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,15 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}}$$

$$hf_{1\ 1/4"} = 0,13 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$Re = \frac{0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,840 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{25 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$Re = 504,75$$

El número de Reynolds es muy bajo, por lo cual se concluye que el fluido tiene flujo laminar, en este caso el factor  $f$ , se calcula con la Ecuación AIII.21:

$$f = 64/Re \quad \text{[AIII.21]}$$

$$f = 0,13$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 10,00 m. Para un diámetro nominal de 1", se tiene:

$$hf_{1''} = 0,13 \times \frac{10,00 \text{ m}}{24,31 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,20 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.15. se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo, tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> – tanque de lixiviación.

**Tabla AIII.17.** Accesorios para el tramo de tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> – Lixiviación

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Te estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

Se conoce que valor de la variable  $Z_2$  es 10,00 m. La altura generada por la bomba es:

$$H_B = 5,00 \text{ m} + 0,13 \text{ m} + \frac{\left(0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 0,20 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 5,44 \text{ m}$$

Determinación de las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.7.

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.8. El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.9.

Para este tramo de la planta, se conoce que la altura del tanque en la línea de succión es 1,50 m. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.10, se obtiene que:

$$\Delta H_{ss} = 1,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1 \text{ 840} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 3,91 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.11.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.11, se obtiene que:

$$\Delta H_{fs} = 0,13 \text{ m} + \frac{\left(0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 0,18 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,18 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1 \, 840 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,47 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.12, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s = (3,91 - 0,47) \text{ psi}$$

$$P_s = 3,44 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.13.

En el tramo de tanque de almacenamiento de ácido y lixiviación, se conoce que la altura del tanque en la línea de descarga es 1,50 m. Por lo tanto, el valor del cabezal estático en la descarga se determina como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{sd} = 1,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1 \, 840 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd} = 3,91 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{fd} = 0,20 \text{ m} + \frac{\left(0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd} = 1,44 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fd} = 1,44 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1 \, 840 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fd} = 3,77 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.9, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = (3,91 + 3,77) \text{ psi}$$

$$P_d = 7,68 \text{ psi}$$

Por lo tanto, al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH} = (7,68 - 3,44) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 4,24 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVI.1. del Anexo AVI, de acuerdo a la curva de operación de la bomba seleccionada, se encontró una eficiencia del 35 %.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{821,94 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3 \, 600 \text{ s}} \times \frac{\text{m}^3}{1 \, 840 \text{ kg}} \times \frac{1 \, 840 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} \times 5,44 \text{ m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}} = 34,81 \text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}} = 34,81 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 0,1 \text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p.37).

$$n_{\text{bomba}} = 0,1 \text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}} = 0,11 \text{ HP}$$

Será suficiente implementar una bomba de 0,5 HP, para cumplir con el transporte de esta materia prima desde el tanque de almacenamiento de ácido hasta el tanque de lixiviación. Este sistema de bombeo tendrá acondicionado todos los accesorios necesarios para garantizar la seguridad en el transporte del ácido. Además, el material seleccionado para las tuberías, bombas y accesorios, deberá tener una resistencia alta a la corrosión causada por el  $\text{H}_2\text{SO}_4$ , por esta razón se escogió el acero al carbono 304. Este material tendrá un recubrimiento de politetrafluoroetileno PTFE (teflón) ya que este material, brinda una buena resistencia al ataque corrosivo de la sustancia química en mención. (Martínez, 1993, p. 31)

### Almacenamiento de Agua – Lixiviación (TK-1101)

De acuerdo con la ecuación de Bernoulli, se obtiene la Ecuación AIII.22:

$$\begin{aligned} \frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_{1/2} + k_1 \frac{v_1^2}{2g} + k_2 \frac{v_1^2}{2g} + k_3 \frac{v_1^2}{2g} + k_4 \frac{v_1^2}{2g} + k_5 \frac{v_1^2}{2g} + k_6 \frac{v_1^2}{2g} \\ + k_7 \frac{v_1^2}{2g} + k_8 \frac{v_1^2}{2g} + k_9 \frac{v_1^2}{2g} + k_{10} \frac{v_1^2}{2g} + k_{11} \frac{v_2^2}{2g} + k_{12} \frac{v_2^2}{2g} + k_{13} \frac{v_2^2}{2g} + k_{14} \frac{v_2^2}{2g} + k_{15} \frac{v_2^2}{2g} + k_{16} \frac{v_2^2}{2g} \end{aligned} \quad [\text{AIII.22}]$$

Donde:

$P_1$ : presión en el punto 1 ( $\text{N/m}^2$ )

$P_2$ : presión en el punto 2 ( $\text{N/m}^2$ )

$\gamma$ : peso específico ( $\text{kg/m}^2\cdot\text{s}^2$ )

$g$ : gravedad ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

$v_1$ : velocidad en el punto 1 ( $\text{m/s}$ )

$v_2$ : velocidad en el punto 2 ( $\text{m/s}$ )

$Z_1$ : altura desde el punto 1 (m)

$H_B$ : altura generada por la bomba (m)

$Z_2$ : altura en el punto 2 (m)

$hf_{3''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 2" (m)

$hf_{1\frac{1}{2}''}$ : cabeza de pérdidas para la tubería de 1" (m)

$k_i$ : constante de descarga propio de cada accesorio

Determinación de las velocidades  $v_1$  y  $v_2$ , como indica la Ecuación AIII.61.

Para el cumplimiento de la velocidad de succión, se considera un diámetro nominal de 2", cédula 40 que corresponde a un diámetro interno de 52,50 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, se determina la velocidad de succión según la Ecuación AIII.4.

$$v_1 = \frac{4\,941,39 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,000 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,05250\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_1 = 0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 2,10 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 2", cédula 40, la velocidad de succión determinada para una bomba centrífuga, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Para el cumplimiento del rango de la velocidad de descarga, se considera un diámetro nominal de 1", cédula 40 que corresponde a una tubería con diámetro interno de 26,64 mm (Mills, 1995, p. 889). Por lo tanto, la velocidad de descarga según la Ecuación AIII.4.

$$v_2 = \frac{4\,941,39 \text{ kg}}{h} \times \frac{\text{m}^3}{1\,000 \text{ kg}} \times \frac{1}{\pi \left(\frac{0,02664\text{m}}{2}\right)^2} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$v_2 = 2,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 8,07 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

Con un diámetro nominal de 2", cédula 80, la velocidad de descarga determinada para una bomba centrífuga, se encuentra en el rango establecido de acuerdo con los datos de la Tabla AIII.7.

Determinación de la cabeza de pérdidas, de acuerdo con la Ecuación AIII.5.

Para la determinación de la cabeza de pérdidas, se calcula previamente el factor de fricción de acuerdo con la ecuación del número de Reynolds, Ecuación AIII.6.

Al reemplazar las variables correspondientes en la Ecuación AIII.6, el número de Reynolds para un diámetro nominal de 3", es:

$$\text{Re} = \frac{0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}}$$

$$\text{Re} = 32\,512,3$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, con esto se tiene un  $\varepsilon = 0,0015 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{3,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,97 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f = 0,023$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 20,00 m. Para un diámetro nominal de 3", se tiene:

$$hf_{3''} = 0,023 \times \frac{20,00 \text{ m}}{52,50 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{3''} = 0,18 \text{ m}$$

El número de Reynolds para un diámetro nominal de 1", se determina con la Ecuación AIII.6.

$$\text{Re} = \frac{2,46 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,00 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{1,00 \text{ cP} \times \frac{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1 \text{ cP}}} = 62\,484,6$$

El transporte del fluido se lleva a cabo en una tubería de acero inoxidable 304, con esto se tiene un  $\varepsilon = 0,0015 \text{ cm}$  (Martínez, 1993, p. 31).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ cm}}{1,50 \text{ pulg} \times \frac{2,54 \text{ cm}}{1 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,94 \times 10^{-4}$$

Con el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se determina el factor de fricción en el diagrama de Moody establecido en la Figura AV.1. del Anexo AV.

$$f=0,020$$

De acuerdo con el espacio disponible para la planta de recuperación de Zn, se considera una longitud de la tubería de 10,00 m. Para un diámetro nominal de 1 ½", se tiene:

$$hf_{1\ 1/2"} = 0,020 \times \frac{10,00 \text{ m}}{40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(2,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_{1\ 1/2"} = 1,50 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.16. se presenta la cantidad de accesorios que se utilizarán en el tramo, tanque de almacenamiento de agua – tanque de lixiviación.

**Tabla AIII.18.** Accesorios para el tramo de almacenamiento de agua – lixiviación

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola (media vuelta)	4	10,00
Válvula de retención (Completamente abierta)	2	2,50
Tee estándar	6	1,80
Codo estándar	2	0,90
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50

(Streeter et al., 2000, p. 300)

Se conoce que valor de la variable  $Z_2$  es 5,00 m. La altura generada por la bomba es:

$$H_B = 5,00 \text{ m} + 0,18 \text{ m} + \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50) + 1,5 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(2,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$H_B = 12,83 \text{ m}$$

Determinación de las presiones de succión y descarga como indica la Ecuación AIII.7.

La presión de succión se determina mediante la Ecuación AIII.8. El valor del cabezal estático en la succión se determina como indica la Ecuación AIII.9.

En este tramo de la planta industrial, se conoce que la altura de la línea de succión es 2,00 m. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.10, se obtiene que:

$$\Delta H_{ss} = 2,00 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{ss} = 2,83 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión se determinan como indica la Ecuación AIII.11.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.12, se obtiene que:

$$\Delta H_{fs} = 0,18 \text{ m} + \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,50 + 3 \times 10,00 + 5 \times 1,80 + 2,50)$$

$$\Delta H_{fs} = 1,05 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 1,05 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 1,5 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.12, se obtiene el valor de la presión de succión:

$$P_s = (2,83 - 1,50) \text{ psi}$$

$$P_s = 1,33 \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina como indica la Ecuación AIII.13.

En el tramo de tanque de filtración y electrodeposición, se conoce que la altura del tanque en la línea de descarga es 1,50 m. Por lo tanto, el valor del cabezal estático en la descarga se determina como indica la Ecuación AIII.13.

$$\Delta H_{sd} = 1,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{sd} = 2,12 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga se determinan como indica la Ecuación AIII.9.

$$\Delta H_{fd} = 1,5 \text{ m} + \frac{\left(2,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1,00 + 10,00 + 1,80 + 2,50 + 2 \times 0,90)$$

$$\Delta H_{fd} = 6,77 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fd} = 6,77 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,20 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fd} = 9,61 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIII.8, se obtiene el valor de la presión de descarga:

$$P_d = (9,61 + 6,77) \text{ psi}$$

$$P_d = 16,38 \text{ psi}$$

Por lo tanto, al reemplazar los valores de las presiones de succión y descarga en la Ecuación AIII.9, se obtiene el valor de la altura total dinámica:

$$\text{TDH} = (16,38 - 1,33) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 15,05 \text{ psi}$$

Cálculo de la potencia de la bomba:

Para determinar la potencia de la bomba, se tiene la Ecuación 3.13, la misma que fue establecida en la Sección 3 de los criterios de diseño.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times H_B$$

En cuanto a la eficiencia de la bomba, en la Figura AVI.1. del Anexo AVI, de acuerdo a la curva de operación de la bomba seleccionada, se encontró una eficiencia del 35%.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{4\,941,39 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,000 \text{ kg}} \times \frac{1\,000 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \text{ m}}{\text{s}^2} \times 12,83 \text{ m}}{0,35}$$

$$P_{\text{bomba}} = 493,60 \text{ W}$$

$$P_{\text{bomba}} = 493,60 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{bomba}} = 0,66 \text{ HP}$$

Para el dimensionamiento de una bomba, se considera un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p.37).

$$n_{\text{bomba}} = 0,66 \text{ HP} \times 1,10$$

$$n_{\text{bomba}} = 0,72 \text{ HP}$$

## **ESPECIFICACIONES DE LAS VÁLVULAS:**

La determinación del valor de la capacidad de cada tipo de válvula ( $C_v$ ) se deduce con la Ecuación 3.14, definida en el capítulo 3 de los criterios de diseño y evaluación. Para las válvulas de tipo bola, el valor de la constante de descarga es igual a 10,00 (Streeter, 2000, p. 301). Al sustituir este valor en la Ecuación 3.14, se consigue el valor de la capacidad de la válvula:

$$C_v = 1,169 \times 10,00$$

$$C_v = 11,69 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{1/2}}$$

Para establecer la capacidad de la válvula de bola se supone un sobredimensionamiento del 10 % (Guerra, 2007, p. 188).

$$C_v = 11,69 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{1/2}} \times 1,10$$

$$C_v = 12,859 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{1/2}}$$

Para las válvulas de retención, el valor de la constante de descarga es igual a 2,60 (Streeter, 2000, p. 301). Al sustituir este valor en la Ecuación 3.14, se consigue el valor de la capacidad de la válvula de este tipo:

$$C_v = 1,169 \times 2,60$$

$$C_v = 3,04 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{1/2}}$$

Para establecer la capacidad de la válvula de bola se supone un sobredimensionamiento del 15 % (Guerra, 2007, p. 188).

$$C_v = 3,04 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{1/2}} \times 1,15$$

$$C_v = 3,50 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{1/2}}$$

## ANEXO IV

### DETERMINACIÓN DE LAS PRESIONES DE OPERACIÓN Y DISEÑO PARA LOS DIAGRAMAS PFD Y P&ID

Ejemplo de cálculo para el tanque de lixiviación:

La presión de operación resulta ser igual a la presión hidrostática, por lo tanto, de acuerdo con la Ecuación AIV.1, se obtiene que:

$$P_h = \delta \times g \times h \quad [AIV.1]$$

Donde:

$P_h$ : presión hidrostática (N/m<sup>2</sup>)

$\delta$ : densidad del efluente (kg/m<sup>3</sup>)

$g$ : gravedad (m/s<sup>2</sup>)

$h$ : altura del tanque (m)

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.1, la presión de operación es:

$$P_h = 1\,073 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,20\text{m}$$

$$P_h = 33\,683,30 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P_h = 33\,683,30 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}$$

$$P_h = 4,88 \text{ psi}$$

La presión de operación para el tanque de homogeneización es 4,88 psi.

Determinación de la presión de diseño como indica la Ecuación AIV.2:

$$P_d = P_{op} + P_{atm} \quad [AIV.2]$$

Donde:

$P_d$ : presión de diseño (psi)

$P_{op}$ : presión de operación (psi)

$P_{atm}$ : presión atmosférica (psi)

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.2 y al conocer que la presión atmosférica es la presión de Quito, se obtiene la presión de diseño:

$$P_d = (4,88 + 10,58) \text{ psi}$$

$$P_d = 15,46 \text{ psi}$$

En la Tabla AIV.1. se presenta los valores de la presión de operación y presión de diseño de cada uno de los equipos principales que forman parte de la planta de recuperación de Zn.

La determinación de la presión de operación y presión de diseño para los tanques de incremento de pH y de cementación, se indica en la siguiente tabla:

**Tabla AIV.1.** Presiones de operación y diseño para cada tanque de la planta

<b>Equipo</b>	<b>Presión de operación (psi)</b>	<b>Presión de diseño (psi)</b>
Tanque de lixiviación	4,81	15,39
Tanque de incremento pH	3,69	14,27
Tanque de cementación	3,60	14,18

# ANEXO V

## DIAGRAMA DE MOODY

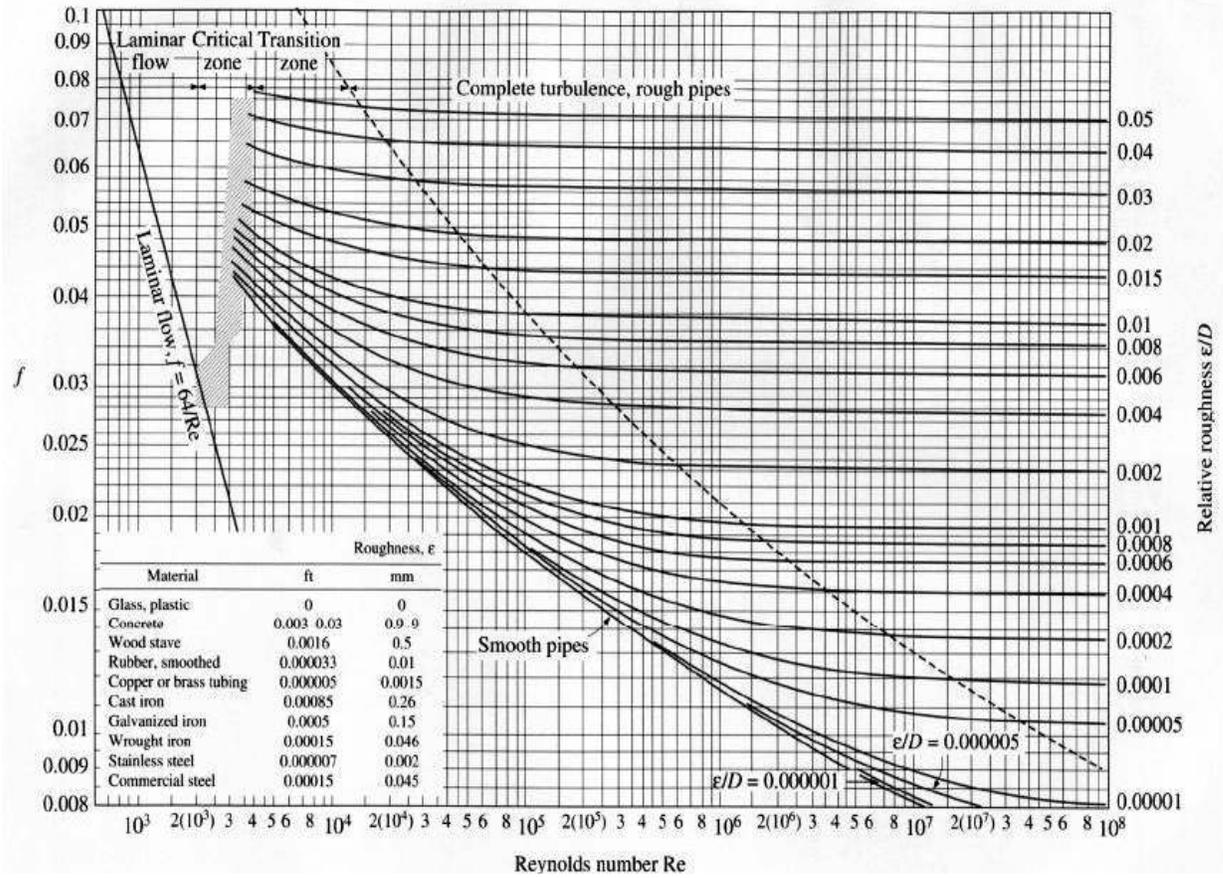


Figura AV.1. Diagrama de Moody  
(Mott, 2006, p. 237)

## ANEXO VI

## CURVA DE OPERACIÓN DE LA BOMBA CENTRÍFUGA

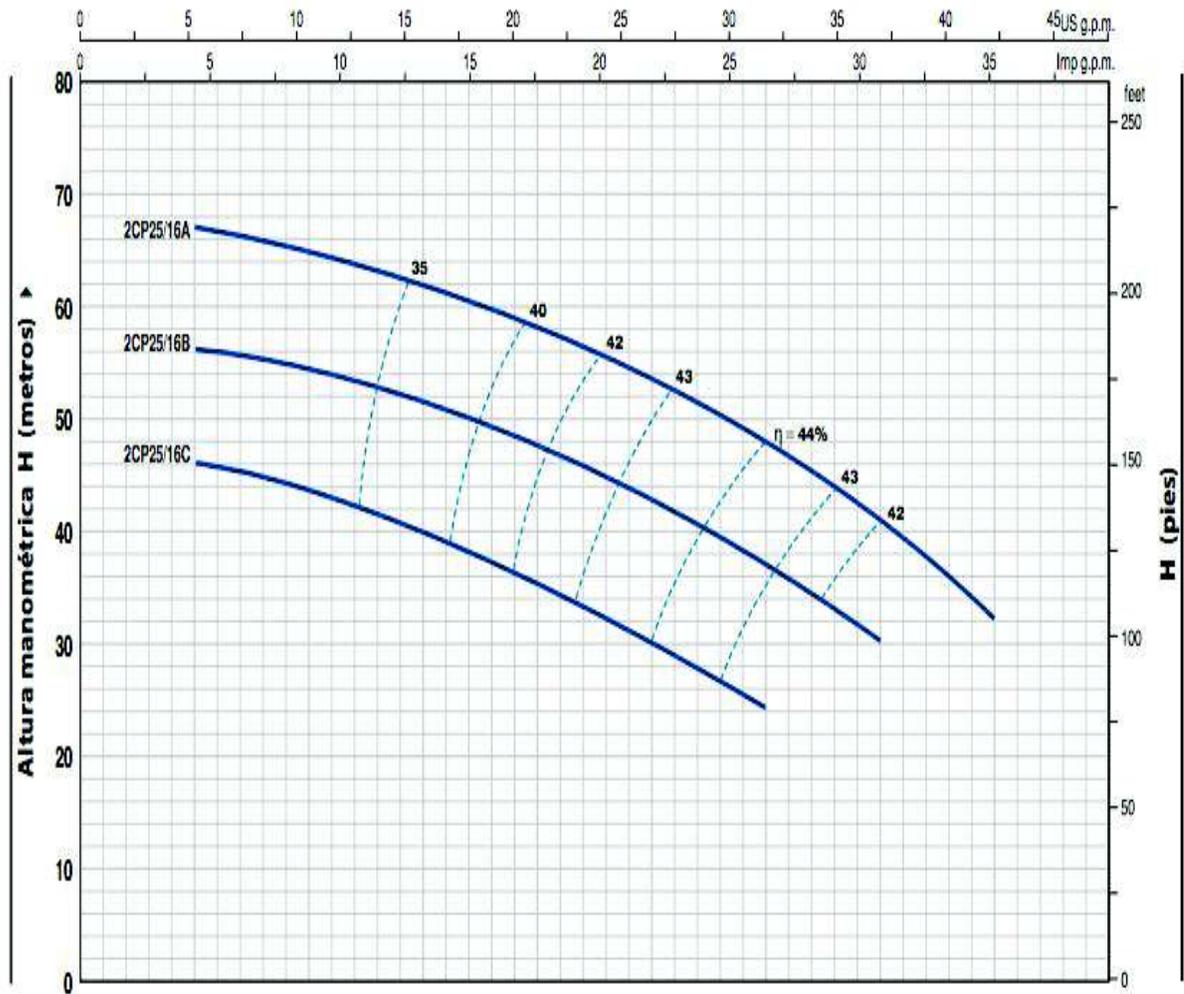


Figura AVI.1. Curva de operación de la bomba centrífuga seleccionada  
(Pedrollo, 2016)

## ANEXO VII

### ANÁLISIS ECONÓMICO

En este Anexo se explica de manera detallada el procedimiento para calcular el VAN y la TIR, indicadores económicos usados en este análisis para determinar la pre factibilidad y viabilidad económica del proyecto.

#### AVII. 1 INVERSIONES

En las tablas AVII.1 – AVII.4 se indican los precios de los equipos que se van a adquirir en el exterior. Debido a que su compra requiere una importación se debe considerar los impuestos y aranceles que se añaden al costo unitario de cada equipo.

**Tabla AVII.1.** Costo unitario del Filtro prensa

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	2493,69
FLETE	250,00
Valor CFR	2743,69
Seguro (1 %)	27,4369
Valor en aduana	2 771,12
Derecho arancelario (Valor en aduana 0 %)	-----
FDI (Valor en aduana 0,5 %)	13,85
Incremento ICE 0 %	-----
Valor Ex Aduana	2 784,98
IVA (12%)	334,20
<b>TOTAL</b>	<b>3 119,18</b>

**Tabla AVII.2.** Costo unitario del horno de inducción

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	245 583,68
FLETE	1 050,00
Valor CFR	246 633,68
Seguro (1 %)	2 466,33
Valor en aduana	249 100,01
Derecho arancelario (Valor en aduana 0 %)	-----
FDI (Valor en aduana 0,5 %)	1 245,50
Incremento ICE 0 %	-----
Valor Ex Aduana	250 345,51
IVA (14 %)	30 041,46
<b>TOTAL</b>	<b>280 386,97</b>

**Tabla AVII.3.** Costo unitario de la bomba recíprocante

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	560,00
FLETE	30,00
Valor CFR	590,00
Seguro (1 %)	5,90
Valor en aduana	595,90
Derecho arancelario (Valor en aduana 0 %)	-----
FDI (Valor en aduana 0,5 %)	2,97
Incremento ICE 0 %	-----
Valor Ex Aduana	598,87
IVA (14 %)	83,84
<b>TOTAL</b>	<b>682,72</b>

Los costos de todos los equipos principales y secundarios que son necesarios para el proyecto se detallan en la tabla AVII.4., pero no se considera aún el costo de instalación que se recomienda que es el 15 % del costo total de los equipos.

**Tabla AVII.4.** Costos de adquisición de los equipos y bombas del proyecto

Descripción	Número de equipos	Valor unitario (USD)	Valor total (USD)
Tanque de lixiviación	4	2 200,00	88 831,9
Tanque de cementación	4	1 800,00	7 200,00
Tanque de incremento de pH	4	1 700,00	6 800,00
Filtro Prensa	12	3 219,18	38 630,16
Celdas electrolíticas	144	590,00	90 860,00
Horno de inducción	1	280 386,98	280 386,98
Bombas Centrífuga	32	617,32	19 754,24
Bombas reciprocantes	40	682,72	27 308,80
		<b>Total</b>	<b>479 740,20</b>

La longitud de cada línea de tubería es determinada por la distancia que recorre de acuerdo a la disposición de planta que se observa en los diagramas de Layout. La lista de accesorios es conseguida con el análisis de los diagramas PI&D realizados en el software AutoCad Plant 3D.

**Tabla AVII.5.** Costos de adquisición de tuberías y accesorios de acuerdo a su material y diámetro

Descripción	Número de equipos	Valor unitario (USD)	Valor total (USD)
Tee estándar	128	15,00	1 920,00
Codo estándar	74	9,44	698,56
Tubos de acero inoxidable 304 (1 m)	200	220,00	44 000,00
Tubos de acero inoxidable 316 (1 m)	150	250,00	37 500,00
Tubos de acero inoxidable 316 y PTFE (1 m)	60	280,00	16 800,00
Válvula de bola de 2"	17	125,76	2 138,00
Válvula de bola de 1 ½"	17	131,08	2 228,50
Válvula de bola de 2 ½"	17	119,68	2 034,70
Válvula de retención de 2"	25	155,31	3 882,84
Válvula de retención de 1 ½"	25	176,68	4 417,21
Válvula de bola de 3"	23	109,04	2 507,94
Válvula de retención de 3"	23	139,06	3 198,57
		<b>Total</b>	<b>121 326,30</b>

Otra inversión que se debe considerar es la construcción de las edificaciones necesarias para el funcionamiento de la planta industrial. Las oficinas de la parte administrativa, las bodegas para el almacenamiento de insumos y materias primas, galpones usados para la protección de los procesos, son algunas de los edificios que se construirán en el terreno determinado para la ubicación de la planta industrial. En la Tabla AVII. 6 se detalla el costo de cada edificación que poseerá el proyecto.

**Tabla AVII.6.** Costos de construcción de las edificaciones necesarias para la planta

<b>Edificaciones de la planta</b>	<b>Número</b>	<b>Precio Unitario (USD)</b>	<b>Precio Total (USD)</b>
Galpones cerrados y techados	4	20 000,00	80 000,00
Servicios Higiénicos	10	1 500,00	15 000,00
Oficinas de usos múltiples	5	4 000,00	20 000,00
Comedor	1	4 000,00	4 000,00
Puestos de guardianía	3	1 000,00	3 000,00
Terreno abierto con suelo de concreto	1	3 000,00	3 000,00
Garajes adoquinados	1	1 500,00	1 500,00
Bodegas de usos múltiples	3	4 000,00	12 000,00
		<b>Total</b>	<b>138 500,00</b>

## **AVII. 2 COSTOS FIJOS**

El pago anual que recibirá cada empleado será la suma total de su sueldo fijo, el décimo tercero, el décimo cuarto y los fondos de reserva, es decir, los beneficios de ley que le corresponden a cada trabajador de la empresa. En la Tabla AVII. 7 se detalla los costos fijos que se derivan para cada persona empleada dentro de la planta de recuperación de Zn.

**Tabla AVII.7.** Costos de construcción de las edificaciones necesarias para la planta

Nombre del puesto	Número de empleados	Sueldo mensual (USD)	Aporte IESS (11,15 %) (USD)	Fondo de reserva (9,33 %) (USD)	Décimo tercer sueldo (USD)	Décimo cuarto sueldo (USD)	Total individual mensual (USD)	Total anual individual (USD)	Total anual (USD)
Jefe de planta	1	1 800,00	200,70	149,94	149,94	375,00	2 150,64	26 482,56	26 482,56
Conserjes	3	390,00	43,48	32,487	32,487	375,00	465,972	6 031,638	18 094,91
Ingeniero supervisor	3	1 500,00	167,25	124,95	124,95	375,00	1 792,20	22 131,30	66 393,90
Cocineros	3	390,00	43,48	32,48	32,48	375,00	465,97	6 031,63	18 094,91
Operarios	12	650,00	72,47	54,14	54,14	375,00	776,62	9 802,73	117 632,76
Guardias	3	500,00	55,75	41,65	41,65	375,00	597,40	7 627,10	22 881,30
Contador	1	800,00	89,2	66,64	66,64	375,00	955,84	11 978,36	11 978,36
Gerente	1	2 100,00	234,15	174,93	174,93	375,00	2 509,08	30 833,82	30 833,82
Secretaria	2	750,00	83,625	62,47	62,47	375,00	896,10	11 253,15	22 506,30
							<b>Total</b>	<b>132 172,29</b>	<b>334 898,82</b>

### AVII. 3 COSTOS OPERATIVOS

El principal costo de operación de la planta de recuperación de Zn es representado por el consumo total de energía eléctrica de los equipos principales y secundarios. El valor total del consumo eléctrico es obtenido al multiplicar el gasto energético de cada equipo por el tiempo de operación de cada uno y por el precio de kWh que es de 0,06 USD (Empresa Eléctrica Quito, 2016). La Tabla AVII. 8 se detalla el consumo energético total de cada equipo de la planta.

**Tabla AVII.8.** Consumo energético total de los equipos de la planta industrial

Item	Equipo	Cantidad	Potencia [kW/h]	Tiempo de operación [h]	Energía consumida por día individual [kW/día]	Energía consumida por día total [kW/día]	Energía consumida por año total [kW/año]
1	Tanque de lixiviación	4	28,58	3,5,0	100,03	400,12	144 043,20
2	Tanque de incremento de pH	4	10,96	2,00	21,92	87,68	31 564,80
3	Tanque de cementación	4	10,34	2,00	20,68	82,72	29 779,20
4	Filtro prensa	12	35,00	0,50	17,50	210,00	75 60,00
5	Celda electrolítica	144	7,40	23,00	170,20	24 508,8	8 823 168,00
6	Horno de inducción	1	600,00	24,00	14 400,00	14 400,00	5 184 000,00
7	Bomba de alimentación de ácido sulfúrico al tanque de lixiviación	4	1,50	1,00	1,50	6,00	2 160,00
8	Bomba de alimentación de agua al tanque de lixiviación	4	1,50	1,00	1,50	6,00	2 160,00
9	Bomba de alimentación de solución lixiviada al filtro prensa 1	4	1,50	0,50	0,75	3,00	1 080,00

**Tabla AVII.9.** Consumo energético total de los equipos de la planta industrial  
(continuación...)

10	Bomba al tanque de Incremento de pH	4	1,50	1,00	1,50	6,00	2 160,00
11	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al filtro prensa 2	4	1,50	0,50	0,75	3,00	1 080,00
12	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al tanque de cementación	4	1,50	1,00	1,50	6,00	2 160,00
13	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada al filtro prensa 3	4	1,50	0,50	0,75	3,00	1 080,00
14	Bomba de alimentación de pulpa lixiviada a electrodeposición	4	1,50	1,00	1,50	6,00	2 160,00
15	Bomba de recirculación de solución ácida al proceso de lixiviación	4	1,50	1,00	1,50	6,00	2 160,00
				<b>Total</b>	<b>9 781,98</b>	<b>39 734,32</b>	<b>14 304 355,20</b>

El consumo energético total anual de la planta de recuperación de Zn de los polvos de acería es de 14 304 355,20 kW. Para determinar el valor económico que implica este gasto operativo se multiplica por el valor del kWh dado por la empresa de energía eléctrica local.

Consumo energético anual\*Precio kWh=Costo anual de energía eléctrica

$$14\ 304\ 355,20 \frac{\text{kW}}{\text{año}} * 0,06 \frac{\text{USD}}{\text{kWh}} = 858\ 261,312 \text{ USD/año}$$

Se necesita 858 261,312 USD cada año para cancelar la cuenta del consumo energético total que posee la planta industrial.

## AVII. 4 INDICADORES ECONÓMICOS

El valor total de los ingresos anuales que tiene la planta de recuperación de Zn es 2 226 719 USD, que se originan totalmente por la venta del Zn obtenido, que tiene un precio internacional de 2 750 USD por tonelada. A continuación, se procede a determinar los indicadores económicos (VAN y TIR) para evaluar la viabilidad económica del proceso.

El VAN se calcula de acuerdo a la ecuación AV.2:

$$VAN = -IO + \sum_{n=1}^N \frac{Q_n}{(1+i)^n} \quad [AVII.1]$$

Donde:

IO: inversión inicial (USD)

n: número del año del proyecto

Qn: flujo de efectivo de entrada por año del proyecto (USD)

i: tasa de interés de la entidad financiera

La TIR se calcula al igualar a cero la Ecuación AVII.1 y al despejar la tasa de interés, que vendría a ser el valor de la Tasa Interna de Retorno. De esta manera se obtiene la Tabla AVII.10, donde se muestra el flujo de efectivo del proyecto en los 10 años en los cuales se pretende evaluar la pre-factibilidad económica del mismo, para desencadenar en el cálculo de los indicadores económicos nombrados anteriormente.

**Tabla AVII.10.** Flujo de caja para el tiempo del proyecto con los valores de VAN y TIR

ITEM	0	1	2	3	4
Ventas	0,00	2 226 719,00	2 226 719,00	2 226 719,00	2 226 719,00
Costos de ventas	0,00	1 532 764,49	1 532 764,49	1 532 764,49	1 532 764,49
Utilidad Bruta	0,00	693 954,51	693 954,51	693 954,51	693 954,51
Costos fijos y administrativos	0,00	424 898,83	424 898,83	424 898,83	424 898,83
Depreciación	0,00	75 901,52	75 901,52	75 901,52	75 034,85
Utilidades Antes de impuestos	0,00	193 154,16	193 154,16	193 154,16	194 020,83
Impuestos	0,00	67 603,96	67 603,96	67 603,96	67 907,29
<b>UTILIDAD NETA</b>	0,00	125 550,21	125 550,21	125 550,21	126 113,54
Capital de trabajo	1 058 848,50	0,00	0,00	0,00	0,00
Valor Residual	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Depreciación	0,00	75 901,52	75 901,52	75 901,52	75 034,85
<b>FLUJO DE EFECTIVO</b>	<b>1 058 848,50</b>	<b>201 451,72</b>	<b>201 451,72</b>	<b>201 451,72</b>	<b>201 148,39</b>

**Tabla AVII.10.** Flujo de caja para el tiempo del proyecto con los valores de VAN y TIR (continuación...)

ITEM	5	6	7	8	9	10
Ventas	2 226 719,00	2 226 719,00	2 226 719,00	2 226 719,00	2 226 719,00	2 226 719,00
Costos de ventas	1 532 764,49	1 532 764,49	1 532 764,49	1 532 764,49	1 532 764,49	1 532 764,49
Utilidad Bruta	693 954,51	693 954,51	693 954,51	693 954,51	693 954,51	693 954,51
Costos fijos y administrativos	424 898,83	424 898,83	424 898,83	424 898,83	424 898,83	424 898,83
Depreciación	75 034,85	75 034,85	75 034,85	75 034,85	75 034,85	75 034,85
Utilidades Antes de impuestos	194 020,83	194 020,83	194 020,83	194 020,83	194 020,83	194 020,83
Impuestos	67 907,29	67 907,29	67 907,29	67 907,29	67 907,29	67 907,29
<b>UTILIDAD NETA</b>	126 113,54	126 113,54	126 113,54	126 113,54	126 113,54	126 113,54
Capital de trabajo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1 058 848,50
Valor Residual	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	64 575,00
Depreciación	75 034,85	75 034,85	75 034,85	75 034,85	75 034,85	75 034,85
<b>FLUJO DE EFECTIVO</b>	201 148,39	201 148,39	201 148,39	201 148,39	201 148,39	1 324 571,89
<b>VAN</b>	<b>150 144,85</b>					
<b>TIR</b>	<b>19,30 %</b>					