

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA OBTENCIÓN DE CLORURO  
FERROSO A PARTIR DE EFLUENTES ÁCIDOS DE LA INDUSTRIA  
DEL ACERO GALVANIZADO.**

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

**MARIO PAÚL CALLE PIEDRA**

**DIRECTOR: ING. MARCELO FERNANDO SALVADOR QUIÑONES**

**Quito, Junio 2017**

© Escuela Politécnica Nacional 2017  
Reservados todos los derechos de reproducción

## **DECLARACIÓN**

Yo, Mario Paúl Calle Piedra, 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.

---

Mario Paúl Calle

## **CERTIFICACIÓN**

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Mario Paúl Calle Piedra, bajo mi supervisión.

---

Ing. Marcelo Salvador  
**DIRECTOR DE PROYECTO**

## **AGRADECIMIENTO**

A mi padre Mario Calle, por haber sido un ejemplo para mi durante toda la vida, tanto académica como moralmente y comprenderme en los momentos más difíciles de mi vida. A mi madre Lucía Piedra, por haberme enseñado desde pequeño a trabajar en la vida y ser mi apoyo emocional durante la misma. A mi hermana Lucía Calle, que me ha ayudado en todas las formas posibles lo cual ha permitido que logre culminar esta ardua carrera.

A las personas que hicieron posible el desarrollo del presente proyecto gracias a los datos brindados para el mismo, aquellas que trabajan en Ideal Alambrec Bekaert S.A. y en especial a su departamento de control ambiental.

A Marcelo Salvador por su ayuda, apoyo y soporte durante la realización de todo este proyecto.

A todos los profesores que tuve en la carrera de Ingeniería Química de la Escuela Politécnica Nacional, para mí resulta difícil transmitir el conocimiento por lo cual se han ganado mi admiración. De igual manera contribuyeron a mi formación académica.

A todas las personas que estuvieron conmigo en uno y otro momento de la carrera, y que por circunstancias de la vida ya no están ahí, ya que sin importar los giros que da la vida contribuyeron en su momento para que pueda seguir avanzando. De igual manera a todos aquellos que estuvieron conmigo desde el inicio hasta el final, ya que a más de darme una buena profesión esta carrera me dio amistades que no se perderán jamás.

A todos mis amigos del colegio que siguieron conmigo durante todo este trayecto que fue la universidad. Ellos fueron un soporte durante toda la carrera y juntos hemos crecido en conocimiento y sabiduría por más de diez años.

Finalmente, a la vida misma, que me dio otra oportunidad para seguir adelante y hacer lo que deba hacer en ella, comenzando con este trabajo de titulación.

## DEDICATORIA

Esta dedicatoria va dirigida en cinco partes, equivalentes a los cinco años de estudio que concatenaron para la realización del presente proyecto.

Para mi familia

Para mis amigos

Para la vida

Para quien venga a leer todo este proyecto

Y para ti, que leerás esto

## ÍNDICE DE CONTENIDOS

		PÁGINA
<b>1.</b>	<b>JUSTIFICACIÓN</b>	6
<b>2.</b>	<b>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO</b>	9
<b>3.</b>	<b>CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN</b>	12
	3.1 Tanque de Homogenización	12
	3.2 Evaporador	13
	3.3 Decantador	14
	3.4 Caldero	15
	3.5 Economizador	16
	3.6 Tuberías	16
<b>4.</b>	<b>DISEÑO DE LA PLANTA O EQUIPO</b>	18
	4.1 Diagrama de bloques BFD y diagrama de flujo PFD	18
	4.1.1 PFD Zona 1, Tanque de Homogenización K-001	22
	4.1.2 PFD Zona 2, Evaporador D-001	23
	4.1.3 PFD Zona 3, Decantador F-001.	24
	4.1.4 PFD Zona 4, Caldero D-002.	25
	4.1.5 PFD Zona 5 , Economizador W-001.	26
	4.2 Balance de masa	27
	4.3 Planificación de la producción	28
	4.4 Balance de Energía	30
	4.5 Disposición en planta (LayOut) y planos de elevación (Vistas)	31
	4.5.1 Tanque de homogenización K-001	32
	4.5.2 Evaporador D-001	33
	4.5.3 Decantador F-001	34
	4.5.4 Caldero D-002	35
	4.5.5 Economizador W-001	36
	4.5.6 Vista Superior	38
	4.5.7 Vista Frontal	39

4.5.8 Vista Lateral Derecha	40
4.5.9 Vista Lateral Izquierda	41
4.6 Diagramas de Tuberías e Instrumentación (P&ID) y Control	42
4.6.1 P&ID Zona 1, Tanque de Homogenización K-001	46
4.6.2 P&ID Zona 2, Evaporador D-001	47
4.6.3 P&ID Zona 3, Decantador F-001	48
4.6.4 P&ID Zona 4, Caldero D-002	49
4.6.5 P&ID Zona 5, Economizador W-001	50
4.7 Dimensionamiento y Especificaciones de los Equipos Propuestos (Hojas de Datos de los Equipos)	51
4.7.1 Tanque de Homogenización K-001	51
4.7.2 Evaporador D-001	52
4.7.3 Decantador F-001	53
4.7.4 Caldero D-002	54
4.7.5 Economizador W-001	55
4.7.6 Compresor V-001	56
4.7.7 Bomba centrífuga P-001	57
4.7.8 Bomba centrífuga P-002	58
4.7.9 Bomba centrífuga P-003A / P-003B	59
4.7.10 Bomba centrífuga P-004A / P-004B	60
4.7.11 Bomba centrífuga P-005	61
4.7.12 Bomba centrífuga P-006	62
4.7.13 Bomba centrífuga P-007	63
<b>5. EVALUACIÓN ECONÓMICA</b>	<b>64</b>
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>68</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>75</b>



## ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
<b>Tabla 3.1</b>	Criterios de diseño de tuberías.	17
<b>Tabla 4.1</b>	Simbología para los diagramas de flujo (PFD)	21
<b>Tabla 4.2</b>	Materias primas e insumos necesarios para el proceso	27
<b>Tabla 4.3</b>	Producción y sustancias remanentes del proceso.	28
<b>Tabla 4.4</b>	Energía transferida en los procesos del sistema.	30
<b>Tabla 4.5</b>	Simbología para los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID).	44
<b>Tabla 4.6</b>	Hoja de especificaciones del tanque de homogenización K-001.	51
<b>Tabla 4.7</b>	Hoja de especificaciones del evaporador D-001.	52
<b>Tabla 4.8</b>	Hoja de especificaciones del decantador F-001.	53
<b>Tabla 4.9</b>	Hoja de especificaciones del caldero D-002.	54
<b>Tabla 4.10</b>	Hoja de especificaciones del intercambiador de calor economizador W-001.	55
<b>Tabla 4.11</b>	Hoja de especificaciones del compresor V-001.	56
<b>Tabla 4.12</b>	Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-001.	57
<b>Tabla 4.13</b>	Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-002.	58
<b>Tabla 4.14</b>	Hoja de especificaciones de la bomba P-003A y P-003B	59
<b>Tabla 4.15</b>	Hoja de especificaciones de la bomba P-004A y P-004B.	60
<b>Tabla 4.16</b>	Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-005.	61
<b>Tabla 4.17</b>	Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-006.	62
<b>Tabla 4.18</b>	Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-007.	63
<b>Tabla 5.1</b>	Costos de la inversión inicial del proyecto	64
<b>Tabla 5.2</b>	Costos de operación mensual de la planta.	65
<b>Tabla 5.3</b>	Flujo de caja para el tiempo del proyecto junto con el respectivo VAN y TIR.	66

## ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
<b>Figura 4.1</b>	Diagrama de Bloques (BFD) del proceso.	18
<b>Figura 4.2</b>	Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 1 (Tanque de Homogenización).	22
<b>Figura 4.3</b>	Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 2 (Evaporador).	23
<b>Figura 4.4</b>	Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 3 (Decantador).	24
<b>Figura 4.5</b>	Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 4 (Caldero).	25
<b>Figura 4.6</b>	Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 5 (Economizador).	26
<b>Figura 4.7</b>	Vista de Equipos. (Tanque Homogeneizador K-001).	32
<b>Figura 4.8</b>	Vista de Equipos. (Evaporador D-001).	33
<b>Figura 4.9</b>	Vista de Equipos. (Decantador F-001).	34
<b>Figura 4.10</b>	Vista de Equipos. (Caldero D-002).	35
<b>Figura 4.11</b>	Vista de Equipos (Economizador W-001).	36
<b>Figura 4.12</b>	LayOut (Vista Superior).	38
<b>Figura 4.13</b>	LayOut (Vista Frontal).	39
<b>Figura 4.14</b>	LayOut (Vista Lateral Derecha).	40
<b>Figura 4.15</b>	LayOut (Vista Lateral Izquierda).	41
<b>Figura 4.16</b>	Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID) de la zona 1 (Tanque de Homogenización).	46
<b>Figura 4.17</b>	Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID) de la zona 2 (Evaporador).	47
<b>Figura 4.18</b>	Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID) de la zona 3 (Decantador).	48
<b>Figura 4.19</b>	Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID) de la zona 4 (Caldero).	49
<b>Figura 4.20</b>	Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID) de la zona 5 (Economizador)	50

## ÍNDICE DE ANEXOS

	<b>PÁGINA</b>
<b>ANEXO I</b> Tabulación de Datos.	76
<b>ANEXO II</b> Balance de Masa	82
<b>ANEXO III</b> Balance de Energía.	89
<b>ANEXO IV</b> Pérdidas de carga en tuberías.	107
<b>ANEXO V</b> Potencia y Cabeza Neta de Succión Positiva <i>Net Positive Suction Head</i> (NPSH) disponible de Bombas.	115
<b>ANEXO VI</b> Pérdidas de presión en tuberías de gases	118
<b>ANEXO VII</b> Análisis económico del proyecto.	120

## 1. JUSTIFICACIÓN

Ideal Alambrec Bekaert S.A. es una empresa metalmecánica ubicada en la zona industrial del sur de Quito, su actividad consiste principalmente en la elaboración de alambre galvanizado para la elaboración de mallas y cercas usadas en el sector de la construcción (Ideal Alambrec Bekaert S.A., 2017).

Esta empresa es considerada una gran industria por parte de la Cámara de Industriales y Producción (CIP), así como por la Federación Ecuatoriana de Industriales del Metal (FEDIMETAL), lo cual implica que tiene una facturación anual en ventas montos superiores a los 5 millones de dólares. (Cámara de Industriales y Producción, 2017)

El proceso de galvanización del acero consiste en recubrir de una capa de zinc el acero, lo cual le confiere una protección contra la corrosión ambiental. Para ello se sumerge al acero en piscinas de zinc fundido. Sin embargo para un óptimo proceso de galvanización se debe retirar todas las impurezas que puede tener el acero en un proceso previo que implica el baño de acero en piscinas de ácido clorhídrico (HCl), el cual quita las partes corroídas que pueda tener (Cullivan, 2014, p. 1).

Dentro de este proceso de lavado con ácido clorhídrico en la empresa Ideal Alambrec Bekaert S.A. se han detectado pérdidas de cloruro de hierro (II) en los efluentes ácidos salientes después de haber lavado al acero previo al proceso de galvanizado.

El cloruro de hierro (II), también conocido como cloruro ferroso, es una sal de hierro presente dentro de los efluentes ácidos que son generados dentro de la industria del acero galvanizado (Ministerio del Ambiente, 2013, pp. 364, 365). Su fórmula química molecular es  $\text{FeCl}_2$ , y su característica visual más representativa es el color verde oscuro que presenta ya sea en estado líquido o sólido Perry, Green, Maloncy, 1994, p. 2-26). Actualmente este flujo ácido es tratado mediante una neutralización con hidróxido de calcio ( $\text{Ca(OH)}_2$ ), esta reacción forma hidróxido de hierro (III) ( $\text{Fe(OH)}_3$ ), el cual precipita en forma sólida para luego ser separado. La fase sólida de la separación requiere un tratamiento ambiental para su disposición final,

mientras que la fase líquida presenta una alta concentración de cloruros que deben ser tratados mediante un tratamiento químico de aguas (Orellana, 2005, pp. 7-10).

Este proceso representa un gran costo económico para la empresa (alrededor de 100 838,00 USD en el año 2015), debido a que engloba los costos de compra de materias primas (hidróxido de calcio, floculantes y coagulantes), y de tratamiento posterior a la separación tanto al sólido como al líquido. Adicionalmente, este tratamiento es poco eficiente debido a la generación de residuos sólidos, (Tchobannoglous, Thein y Vigil, 1994, pp 16,17).

En la industria, se generan alrededor de 0,05 a 1,00 m<sup>3</sup> de ácido por t de acero galvanizado (Cullivan, 2014, p. 1), dentro de la empresa se produjeron alrededor de 21 500 t en el año 2015, que generan 161 531 kg de hidróxido de hierro (III) y 1 290 m<sup>3</sup> de efluente ácido. Este residuo de hidróxido de hierro (III) debe ser tratado por el método de encapsulación, debido a que es el recomendable para residuos sólidos peligrosos de este tipo (García, García y Vaca, 2013, pp. 27, 28).

Por otra parte, los residuos líquidos salen con altas concentraciones de cloruros que deben ser tratados por medio de agentes coagulantes y floculantes, los cuales no deben ser tóxicos para el medio ambiente (Orellana, 2005, p. 90).

La alternativa propuesta es usar la cristalización por evaporación para obtención del cloruro de hierro (II) de los efluentes ácidos, para que éstos no sean sometidos a los tratamientos actuales que se efectúan. La evaporación permite separar los contaminantes que se encuentran en el agua, y representa una alternativa recomendable para tratar volúmenes considerables de efluentes (mínimo 100 L/día) (Casas, Sabaté, Casas, y Lopéz, 2008, pp. 1,2) debido a que la evaporación es utilizada cuando la recuperación de contaminantes representan un beneficio tanto económico como ambiental para las operaciones de una empresa (Fernández, Letón, Rosal, Dorado, Villar, Sanz, 2006, pp. 25,26).

El proceso del presente proyecto representa un ahorro económico para la obtención de cloruro de hierro (II) de los efluentes ácidos, es por ello que este proceso se ha ido implementando en los últimos cuatro años dentro de la industria del acero para

la recuperación de este compuesto de efluentes ácidos de galvanizado y decapado disminuyendo el consumo energético de la planta (Cullivan, 2014, pp. 2,3).

Por otra parte, es muy importante para la industria la optimización y recuperación de materias primas que se descartan en efluentes ya sean líquidos o sólidos. Dicha recuperación genera un mejor aprovechamiento de los recursos que se refleja en utilidades del proceso, así como la protección del medio ambiente (Gaiker, 2007, p.1).

En la industria actual, el cloruro de hierro (II) es utilizado como agente coagulante para el tratamiento de aguas residuales, el cual no es producido dentro del Ecuador; sin embargo no se tiene un valor de importación en los registros del Banco Central. De esta manera se puede concluir que el cloruro de hierro (II) no se importa en el país. La razón de ello es que los agentes coagulantes utilizados en el país son compuestos de aluminio (óxidos y cloruros), los cuales en 2015 representaron para el país 168 520,00 USD en importaciones, correspondientes a 2 264,36 t de coagulante (Banco Central del Ecuador, 2016). Por lo tanto, existe mercado para el uso de cloruro de hierro (II), lo que mitigaría parte de estas importaciones.

Por estas razones, la implementación de esta planta permite obtener cloruro de hierro (II) a partir de los efluentes ácidos de galvanizado, de esta manera se sustituye a los tratamientos actuales que se efectúan, en los cuales se realiza la neutralización con hidróxido de calcio, siendo un tratamiento ambiental alternativo que evita disposición de residuos sólidos y efluentes ácidos, ambos nocivos tanto para el consumo humano como para la naturaleza (Baquero, Fernández, Verdejo, y Lorca, 2008, p.1).

## 2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso para la recuperación de cloruro de hierro (II) de los efluentes de ácido clorhídrico usado de la empresa Ideal Alambrec Bekaert S.A. se realizará por medio del principio físico de cristalización por evaporación, el cual consiste en evaporar el disolvente de la solución para que el soluto sea recuperado en estado sólido (Castillo, 2012, p. 7). Este tipo de cristalización consta de dos operaciones unitarias principales dentro del proceso, éstas son la evaporación y la decantación (Castillo, 2012, p. 2).

La evaporación es la operación unitaria que permite concentrar la solución por medio de la evaporación del disolvente, debido a que los puntos de ebullición de los componentes que forman la solución son diferentes, el disolvente se evapora mientras que el soluto queda presente en la solución disuelto en el disolvente que no ha sido evaporado (McCabe, Smith y Harriot, 2007, pp. 511 - 512).

Esta operación unitaria requiere de vapor saturado o sobre calentado el cual proporciona el calor necesario para evaporar el disolvente mientras que éste pasa a estado líquido debido a que pierde energía al suministrar el calor latente de evaporación y/o calor sensible del vapor (McCabe et al, 2007, pp. 512 - 514), por lo tanto se efectúa un fenómeno de transferencia de calor.

La decantación es la operación que permite separar fases líquidas y sólidas de una mezcla de componentes (McCabe et al, 2007, pp. 971 - 972). Debido a que la solución fue concentrada a altas temperaturas, ésta tiene una sobre saturación de concentración del soluto a la temperatura ambiental (McCabe et al, 2007, pp. 978 - 979), por lo tanto el soluto precipita en estado sólido de la solución.

En la decantación por medio de la precipitación de la sal a la temperatura ambiental se separan estos dos componentes (Sinnott y Towler, 2012, pp. 573 - 574), siendo uno de estos componentes la solución saturada a la temperatura ambiental y el otro el soluto en estado sólido. Esta operación requiere un tiempo de residencia necesario para la óptima separación de las fases líquida y sólida, por medio del enfriamiento de la solución sometida a la convección natural con el ambiente (Sinnott y Towler, 2012, p. 604).

Este proceso requiere de equipos y operaciones auxiliares para poder ser realizado. Estos son un tanque de homogenización, un caldero, un intercambiador de calor (economizador) bombas y el empaqueo final (Ararat y Ramirez, 2007, pp. 14 - 15).

El tanque de homogenización permite tener un efluente con igual concentración antes de entrar a los equipos principales del proceso (Lozano, 2012, p. 152), esta homogenización se realiza por medio de reposo de la solución. Esto es necesario porque el efluente viene de un proceso con condiciones de operación variables, por lo tanto la concentración del efluente no será constante todos los días, y porque una corriente del proceso es recirculada al tanque de homogenización para volver a ser sometida a la evaporación (Lozano, 2012, pp. 152 - 153).

El caldero es el equipo que proporciona el vapor saturado necesario para realizar el proceso de evaporación, éste aprovecha la energía presente en la empresa por medio de un precalentamiento de agua en un intercambiador de calor. Este equipo toma los gases de combustión de los hornos que ya están instalados dentro de la empresa, los cuales son necesarios para fundir el zinc del proceso de galvanizado (Acesco, 2000, pp. 5-7), como fuente de energía para calentar el agua previamente tratada para el caldero (Incropera, DeWitt, Bergman y Lavine, 2011, pp. 706 - 707).

El empaqueo se realiza por parte del personal de la planta, debido a que no se tiene altas producciones diarias, no es necesaria una maquinaria automática o semiautomática, la cual representaría un costo de adquisición y operación innecesario al proceso. (Sinnott y Towler, 2012, p. 662). Este empaqueo consiste en que el personal recolecte el producto final, lo introduzca en el empaque y lo selle manualmente.

Dentro de este proceso la materia prima es el efluente ácido de cloruro de hierro (II), el cual pasa a la evaporación para ser concentrado a su temperatura de ebullición (110 °C), temperatura de ebullición utilizada para el diseño del evaporador, ésta viene dada por los ensayos experimentales ya realizados con el efluente ácido dentro de la empresa.



Posterior a la evaporación, el efluente ácido con una alta temperatura es transportado al tanque de decantación donde permanece el tiempo de residencia suficiente para realizar la separación. La fase líquida de la decantación, la cual es el efluente ácido con cloruro de hierro a una concentración de saturación a la temperatura ambiental, es bombeada al tanque de homogenización donde se mezcla con el efluente que viene de la planta de galvanizado como materia prima.

La fase sólida es removida, transportada y empacada por el personal de la planta para ser la producción final de la planta, es decir cloruro de hierro (II). La producción es almacenada hasta su posterior venta.

### **3. CRITERIOS DE DISEÑO**

Las bases y criterios de diseño son seleccionados de acuerdo a cada uno de los equipos presentes en la planta, así como para las tuberías que transportan las corrientes entre los diferentes equipos.

#### **3.1 TANQUE HOMOGENIZADOR**

El tanque está diseñado para tener un volumen de  $3 \text{ m}^3$  de efluente ácido en reposo, debido a que se necesita tener una cantidad de volumen mayor a la que se va a tratar para asegurar la homogenización por reposo, por lo tanto este valor se obtiene de acuerdo a los flujos que entran y salen de acuerdo al balance de masa expuesto en el Anexo 2 y a la planificación de la producción. Sin embargo su capacidad es de  $5 \text{ m}^3$  debido a la oferta que existe en el mercado por lo que tiene un sobredimensionamiento del 66 %, lo cual es suficiente para su propósito de almacenar y homogenizar la concentración de la solución y, en caso de ser necesario, recibir efluente en caso de que la planta requiera una para operativa temporal. (Sinnott y Towler, 2012, p. 1055).

El material de construcción es de polietileno de alta densidad (HDPE). Al trabajar a temperaturas ambientales, el HDPE es una opción más viable que el acero inoxidable, debido a que el HDPE no sufre corrosión por la presencia de cloruros del efluente ácido (Sinnott y Towler, 2012, p. 409, 410).

Las dimensiones del tanque de fabricación son de 2,3 m de diámetro y 1,6 m de altura (Plastigama, 2016, p. 3).

Tiene instrumentación para controlar la altura asociado a válvulas de control tanto a la entrada como a la salida del efluente ácido del tanque.

En caso de que el nivel se acerque a la altura del tanque en 1,5 m; las válvulas de control se activan por una alarma de alto nivel para no permitir el paso de efluente ácido hacia dentro del sistema proveniente de los tanques reservorios de la empresa, o para permitir el paso del efluente ácido a la evaporación siempre y

cuando esté en funcionamiento esta posterior operación unitaria (Smith y Corripio, 1991, pp.320, 321).

### 3.2 EVAPORADOR

El evaporador es de un solo efecto debido a que no se tienen gran cantidad de flujo de efluentes ácidos a ser procesados lo cual no requiere economía del vapor para ser reutilizado. Esto quiere decir que no es necesario recircular el vapor para utilizarlo dentro de otro evaporador tal como lo hacen los sistemas de evaporación en múltiples efectos. De esta manera no existe ninguna configuración ya sea en contracorriente o en co-corriente (Hidalgo, 2010, pp. 19-21).

El evaporador tiene un área de transferencia de  $1,55 \text{ m}^2$ , la cual es especificada por el fabricante y es capaz de evaporar un flujo entre 50 y 4 000 kg / h (Okawara, 2016, p. 9). De acuerdo al balance de masa y energía el evaporador tiene un flujo de evaporación de operación de 2 002,6 kg/día con un área operativa de transferencia de  $1,35 \text{ m}^2$ .

El evaporador es de circulación forzada de alimentación por los tubos, por lo cual en el equipo viene instalado una bomba para la circulación forzada, esto para evitar incrustaciones de cloruro de hierro (II) que se pueda dar debido a que se llega a concentrar la solución hasta la saturación. (Sinnott y Towler, 2012, p. 601).

El material de construcción del evaporador es de acero inoxidable 316. Este tipo de acero tiene wolframio y molibdeno en su estructura molecular, por lo cual le da resistencia a la corrosión que se tiene en ambientes con presencia de cloruros. (Ibarra, Núñez, Huerta, 2010, p. 18).

El coeficiente de transferencia de calor (U) utilizado para el dimensionamiento es de  $3 500,00 \text{ W} / \text{m}^2 \text{ K}$ . Este coeficiente es un valor típico de construcción para evaporadores de un solo efecto con circulación forzada en la alimentación (McCabe et al., 2007, p. 521).

El evaporador opera a  $110 \text{ }^\circ\text{C}$ , sin generar vacío por lo que la presión dentro del proceso es cercana a la ambiental. El evaporador tiene una temperatura de diseño de  $142 \text{ }^\circ\text{C}$  y una presión de diseño de 100 kPa (Okawara, 2016, p. 9).

Se utiliza instrumentos de control del evaporador para la medición y el control de la presión y la temperatura. Ambos parámetros físicos son importantes para el correcto funcionamiento del equipo y están conectados para enviar señales a válvulas de control de alimentación tanto del efluente ácido como del vapor entrante (Smith y Corripio, 1991, pp.365, 369), esto debido a que si la presión o la temperatura no están dentro de los rangos admisibles de operación, las válvulas de control puedan actuar y en el caso de ser necesario, detener el proceso (Sinnott y Towler, 2012, pp. 269, 270).

El tiempo de operación es de 2 horas. Al no tener gran cantidad de volumen que tratar dentro del proceso, 2 horas son suficientes para la evaporación de todo el caudal a tratar en 1 día dentro de la planta.

### **3.3 DECANTADOR**

El decantador está diseñado como un recipiente cilíndrico con una tapa inferior cónica en la cual se sedimentará el cloruro de hierro (II). Opera de forma discontinua, es decir por lotes o batch ya que no necesita de una operación continúa debido a que la planta no trata gran cantidad de volumen de efluentes diariamente (Sinnott y Towler, 2012, pp. 612, 613).

El tiempo de residencia común para decantadores que operan de forma discontinua es de 5 a 10 minutos por medio de la aplicación de chaquetas de enfriamiento donde circula agua para el rápido intercambio calórico y enfriamiento de la solución a separar (Sinnott y Towler, 2012, p. 614).

El decantador del presente proyecto no utiliza chaquetas de enfriamiento debido a que no es necesario usarlo más de 1 vez en el día, además que el consumo de agua representa un costo de operación de la planta (Sinnott y Towler, 2012, p. 297). Por lo tanto, el tiempo de operación será de 1 día.

El material de construcción del decantador es acero inoxidable 316. Este tipo de acero tiene wolframio y molibdeno en su estructura molecular, por lo cual le da resistencia a la corrosión que se tiene en ambientes con presencia de cloruros. (Ibarra, Núñez, Huerta, 2010, p. 18).

Las dimensiones del cilindro del decantador son de 1,0 m de diámetro y 1,5 m de altura, dimensiones que fueron determinadas por el intercambio calórico entre éste con el ambiente del efluente por día tratado (McCabe et al., 2007, p. 992) y por la relación entre el diámetro y la altura considerada para recipientes cilíndricos de baja capacidad (Sinnott y Towler, 2012, p. 291) tal como se puede evidenciar en el Anexo 3.

El equipo tiene una alarma de alto nivel para accionar una válvula de control en caso de que el nivel sobrepase una altura de 1,3 m acercándose a la parte superior del cilindro (Smith y Corripio, 1991, pp.326, 327).

### **3.4 CALDERO**

El caldero requiere generar 1 420 kg/día de vapor saturado para el correcto funcionamiento del evaporador de acuerdo a lo calculado en el balance de energía del Anexo II. La presión del vapor saturado es la presión ambiental de las condiciones de operación de la planta, es decir la presión ambiental de la ciudad de Quito de 72 kPa. Por diseño, es capaz de producir 800 kg/h de vapor (ATTSU, 2016, p. 3).

Tiene un tiempo de operación de 2 horas al igual que el evaporador, en razón de que ambos equipos están estrechamente relacionados en su operación. Con esta consideración, el caldero puede generar 1 600 kg/día de vapor, lo cual es suficiente e implica un sobredimensionamiento de 14 % de acuerdo a su capacidad de producción de vapor (Sinnott y Towler, 2012, pp. 900-902). El material de construcción es acero inoxidable 304, el cual puede resistir altas temperaturas y presiones (Ibarra, Núñez, Huerta, 2010, p. 15).

Un control de presión es usado para regular el flujo de diesel en caso de cambiar este parámetro, de igual manera un regulador de flujo se activa en caso de activarse la válvula de control de la presión para regular la entrada de aire. Un control de nivel es usado para regular el flujo de agua. Esta configuración es necesaria para tener una operación segura del caldero (Smith y Corripio, 1991, p. 245)

### 3.5 ECONOMIZADOR

El economizador es un intercambiador de calor de tubos y coraza contracorriente diseñado para usar gases de combustión como fluido caliente y agua como fluido frío (ATTSU, 2016, p. 1).

El agua se calienta hasta los 80 °C, valor que se define de acuerdo al flujo disponible de gases de combustión dentro de la empresa (9 517,11 kg/día) y por especificación del fabricante. Por otra parte, el agua no puede ser calentada a temperaturas mayores debido a que en la condiciones ambientales de la ciudad de Quito, es decir una presión de 72 kPa, el agua ebulle a 90 °C aproximadamente (ASME, 2006, pp. 8, 9) y el economizador no es un equipo diseñado para tratar con vapor de agua (ATTSU, 2016, p. 3).

El material de construcción es acero inoxidable 304, el cual puede resistir altas temperaturas y presiones (Ibarra, Núñez, Huerta, 2010, p. 15). El equipo dispone de un control de presión y temperatura locales para el control y seguimiento de estas condiciones mientras esta operativo el equipo.

### 3.6 TUBERÍAS

Las tuberías son construidas bajo la norma ASME Power Piping, Class 300. Ésta norma especifica los accesorios utilizados tanto para conexión de instalación (Sinnott y Towler, 2012, p. 255). El material de la tubería es PVC en caso de que la corriente sea de bajas temperaturas (menores a 40 °C), mientras que se utiliza el acero inoxidable 304 para altas temperaturas de la corriente (mayores a 40 °C) y para que resista a la corrosión que produce el efluente ácido por tener presencia de cloruros en su composición (Sinnott y Towler, 2012, p. 390).

Las pérdidas de presión para cada una de las corrientes son determinadas con la Ecuación de Bernoulli, la cual permite determinar la potencia necesaria para cada una de las bombas el sistema de bombeo necesario para el transporte de los flujos a lo largo de todo el proceso.

Los diámetros de tubería son seleccionados en base a los criterios de diseño de la velocidad del fluido transportado dentro de la corriente. Los rangos de la velocidad de fluido, así como de caída de presión utilizados pueden ser observados en la Tabla 3.1.

**Tabla 3.1** Criterios de diseño de tuberías.

	<b>Velocidad (m / s)</b>	<b>Caída de presión (kPa / m)</b>
Líquidos	0,1 – 3,0	0,5
Gases	15 - 30	0,02 % de la presión de la corriente

(Sinnott y Towler, 2012, p. 258)

Para algunos casos, más de un diámetro de tubería puede cumplir con la velocidad de fluido así como con la caída de presión para el criterio de diseño utilizado de acuerdo a la Tabla 3.1. En dichos casos, se utiliza tubería de 2 in al ser la más empleada y de mayor facilidad de obtención dentro del mercado (Plastigama, 2016, p. 3).

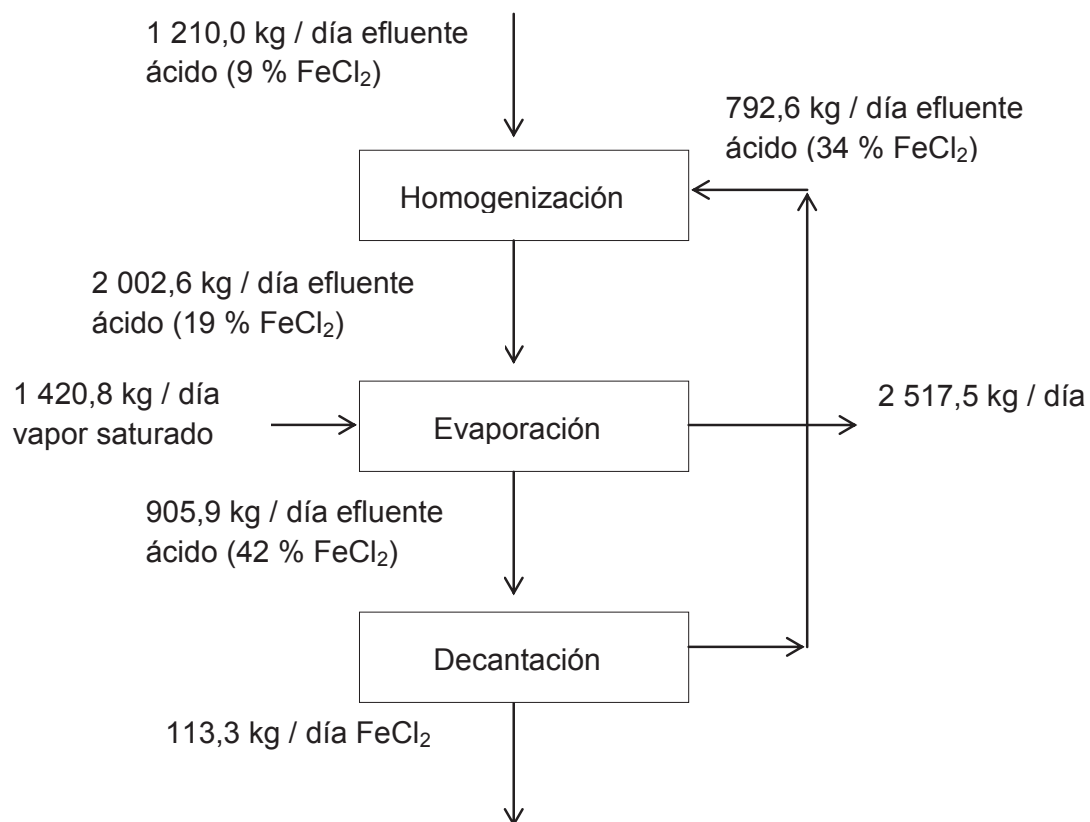
Las válvulas para el control son válvulas de globo, al ser una de las válvulas más usadas dentro del diseño para tal fin. De igual manera se utiliza válvulas check para evitar el retorno del flujo en caso de algún repentino cambio de las condiciones de operación. Las válvulas de control son de igual manera válvulas de globo automatizadas conectadas al sistema de control automático de la planta. (Sinnott y Towler, 2012, p. 235)

## 4. DISEÑO DE LA PLANTA

### 4.1 DIAGRAMAS DE BLOQUES BFD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

El diagrama de bloques (BFD) muestra las principales operaciones unitarias requeridas dentro del proceso de recuperación de cloruro de hierro (II), junto con sus respectivas corrientes de entrada y salida.

La Figura 4.1 detalla el movimiento de las corrientes principales dentro del proceso en las principales operaciones unitarias.



**Figura 4.1** Diagrama de Bloques (BFD) del proceso.



El diagrama del proceso PFD (*Process Flow Diagram*) especifica más a detalle lo que está presentado en el BFD. Contiene todas las corrientes de equipos principales y auxiliares con sus respectivas propiedades físicas a las condiciones de operación (Sinnott y Towler, 2012, p. 154).

De igual manera todas las corrientes están separadas de acuerdo a como son transportadas en el sistema de tuberías del proceso. Las bombas necesarias son ubicadas dentro de cada una de sus respectivas líneas correspondientes. Finalmente los instrumentos de control principales de cada uno de los equipos son observados (Sinnott y Towler, 2012, p. 155).

El PFD es elaborado en Autocad Plant 3D bajo la norma ANSI Y32.11 Símbolos para diagramas de flujo de la industria química y bajo la norma ISO 14617 Graphical Symbols for Diagrams (KLM Technology Group, 2011, p. 3).

Cada equipo dentro del PFD recibe el *TAG* o número único correspondiente que será usado a lo largo de todos los diagramas de ingeniería del presente proyecto. El *TAG* está ubicado cerca de cada equipo correspondiente con su respectiva simbología en la parte superior del diagrama.

El *TAG* asignado a cada uno de los equipos es el siguiente:

- K-001: Tanque de homogenización
- D-001: Evaporador
- F-001: Decantador
- D-002: Caldero
- W-001: Economizador
- P-001: Bomba centrífuga.
- P-002: Bomba centrífuga.
- P-003A Bomba centrífuga.
- P-003B: Bomba centrífuga.
- P-004A: Bomba centrífuga.
- P-004B: Bomba centrífuga.
- P-005: Bomba centrífuga.
- P-006: Bomba centrífuga.

- P-007: Bomba centrífuga.
- V-001: Compresor.

La letra del TAG depende de la naturaleza de la operación que realiza el equipo, mientras que el número es la codificación que recibe el equipo en caso de que utilicen igual letra para identificar su naturaleza de operación.

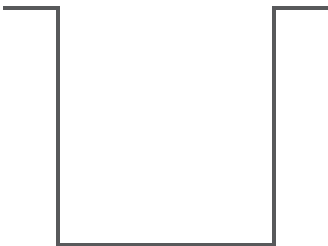
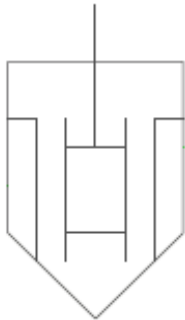
Se tienen 5 secciones definidas por separado para elaborar el PFD, esto debido a una óptima visualización estética de los diagramas dentro de una hoja A3. Las 5 secciones son dadas por cada equipo que opera dentro de la planta.

- Zona 1: Tanque de homogenización
- Zona 2: Evaporador
- Zona 3: Decantador
- Zona 4: Caldero
- Zona 5: Economizador


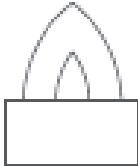






El PFD es observado desde la Figura 4.2 hasta la Figura 4.6.

La Tabla 4.1 detalla cada uno de los símbolos usados para la elaboración del PFD

**Tabla 4.1** Simbología para los diagramas de flujo (PFD).

Gráfico	Significado
	Tanque de Homogenización
	Evaporador

**Tabla 4.1** Simbología para los diagramas de flujo (PFD) (continuación...)

	Decantador
	Caldero
	Intercambiador de calor
	Bomba centrífuga
	Compresor
	Válvula de control
	Línea de corriente
	Señal eléctrica

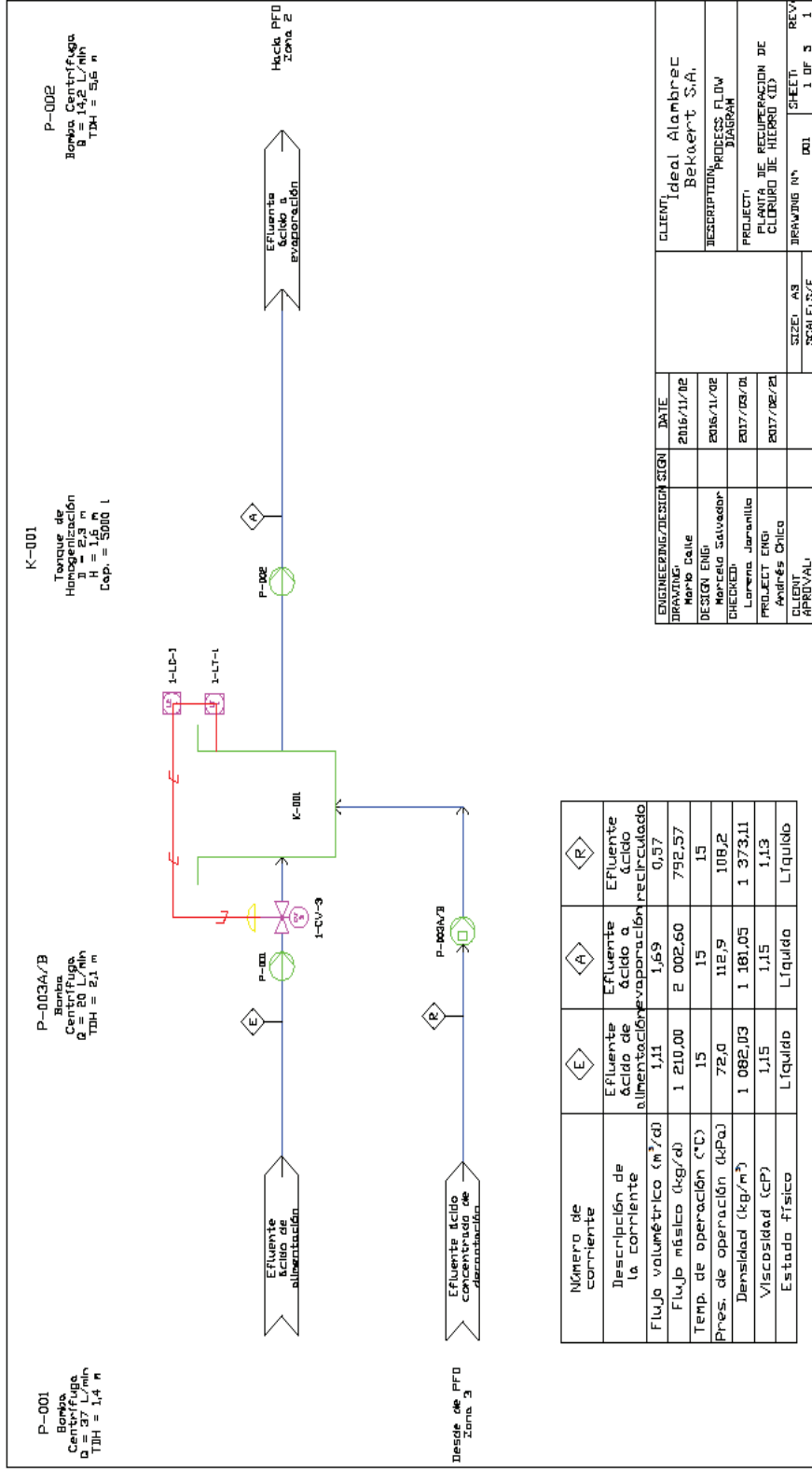


Figura 4.2 Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 1 (Tanque de Homogenización).

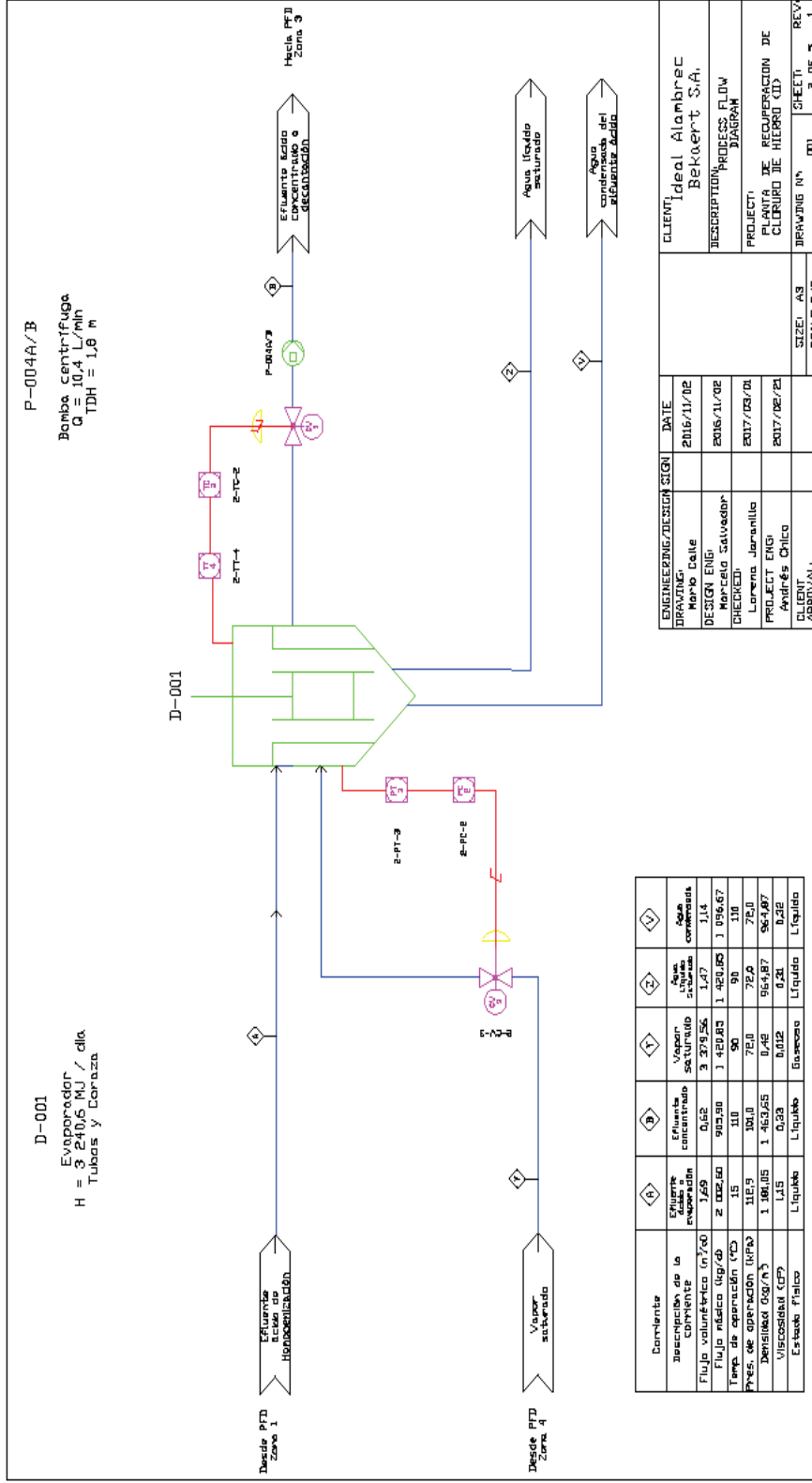
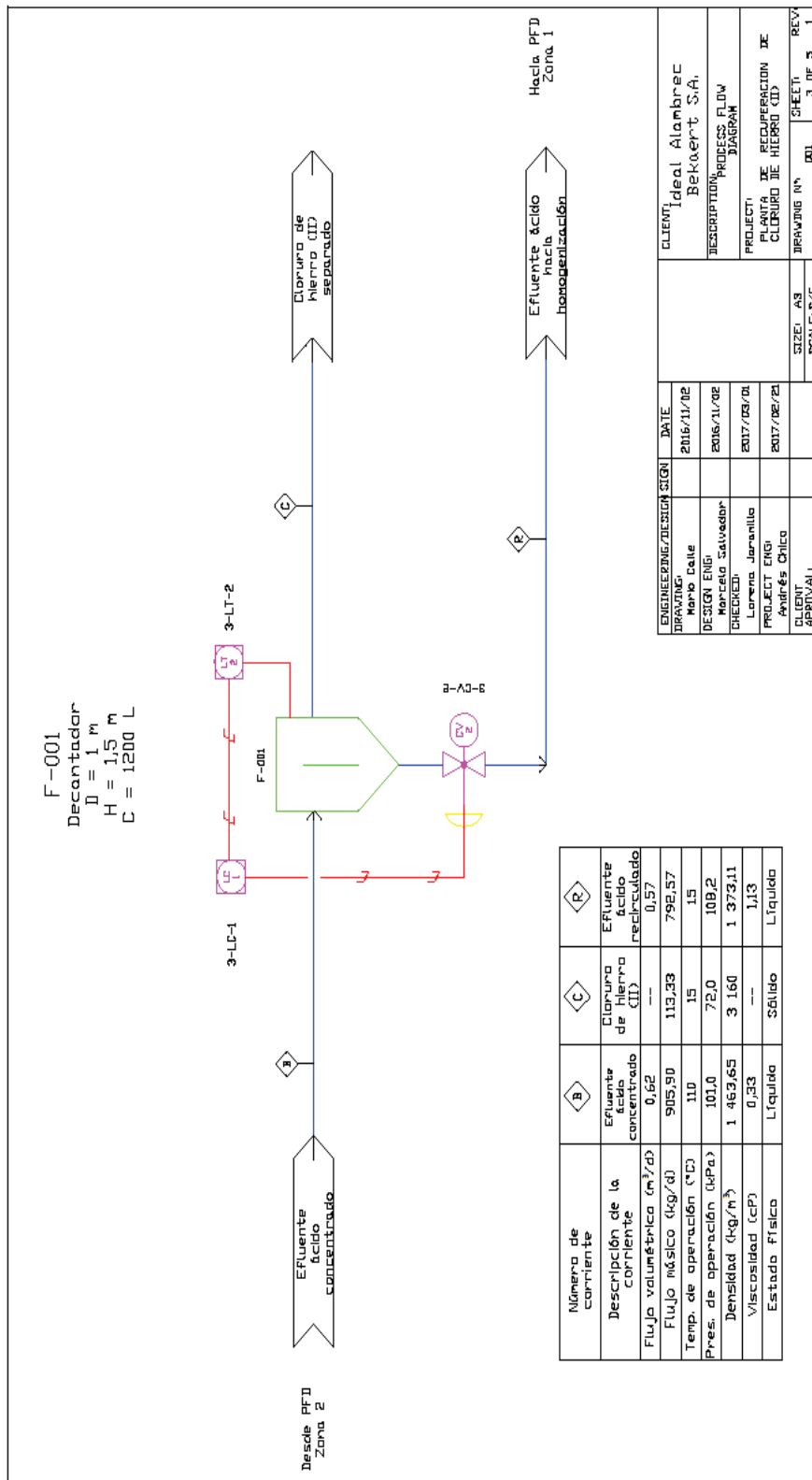


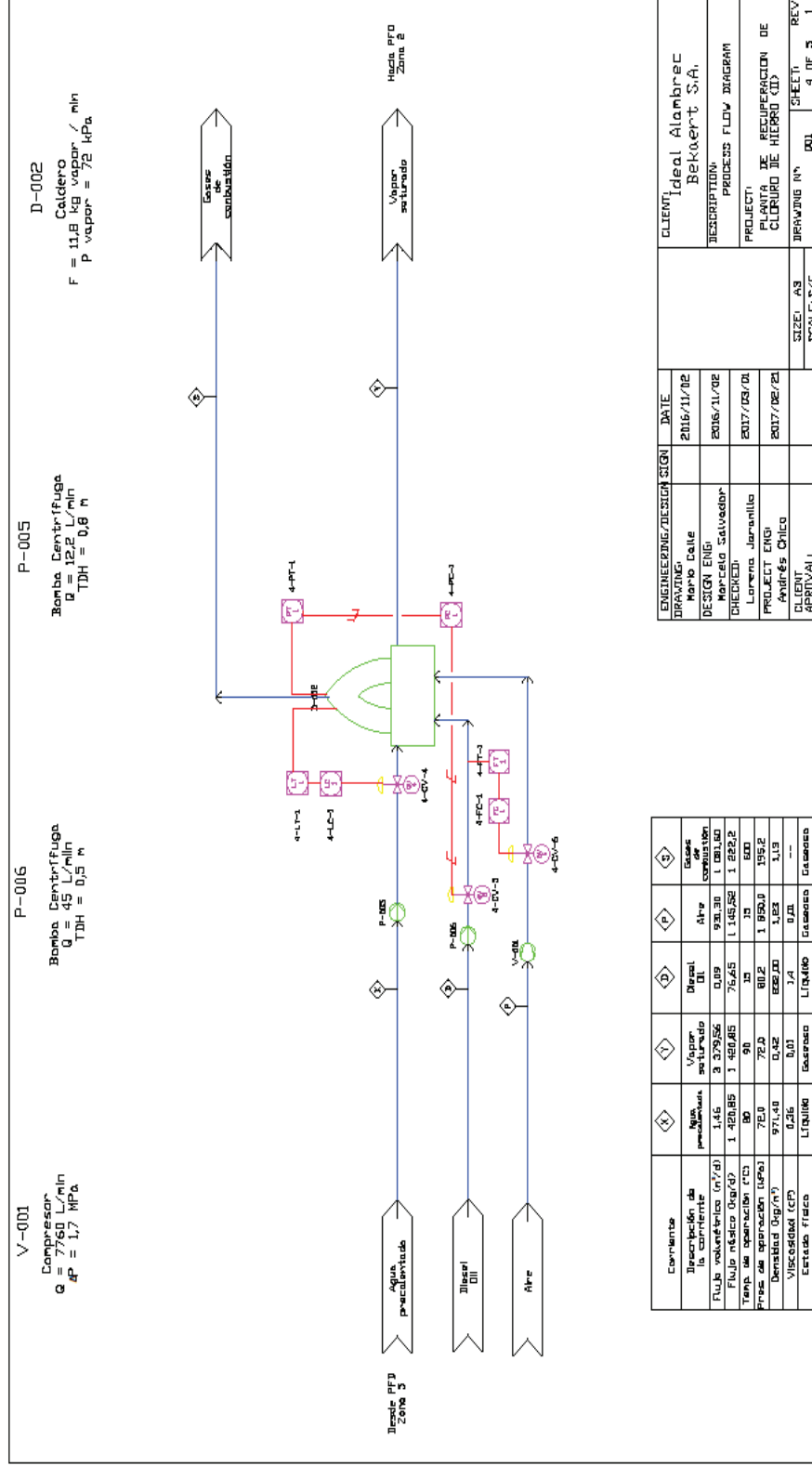
Figura 4.3 Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 2 (Evaporador).



Número de corriente	B	C	R
Descripción de la corriente	Efluente ácido concentrado	Claruro de Hierro (II)	Efluente ácido reciclado
Flujo volumétrica (m³/d)	0,62	113,33	0,57
Flujo másico (kg/d)	905,90	15	792,57
Temp. de operación (°C)	110	72,0	109,2
Pres. de operación (kPa)	1 463,65	3 160	1 373,11
Densidad (kg/m³)	0,33	---	1,13
Viscosidad (cP)	---	Sólido	Líquido
Estado físico	Líquido	Sólido	Líquido

ENGINEERING/DESIGN SIGN	DATE	CLIENT
DRWING NAME	2016/11/02	Ideal Alambre
DESIGN ENGR	2016/11/02	BEKOPET S.A.
ENGINEER	2017/03/01	PROCESS FLOW DIAGRAM
PROJECT ENGR	2017/02/21	PLANTA DE RECUPERACION DE CLORURO DE HIERRO (II)
APPROVAL		
SCALE	A3	SHEET 3 OF 5
SCALE/CFE		REV 1

Figura 4.4 Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 3 (Decantador).



Componente	Q	Y	D	P	Y
Temperatura de la corriente	1.45	3 379.56	0.09	970.30	1 001.00
Flujo másico (kg/s)	1 420.85	1 460.45	76.65	1 145.52	1 222.2
Tiempo de operación (h)	80	90	15	35	600
Presión de operación (kPa)	72.0	72.0	80.2	1 850.0	195.2
Densidad (kg/m³)	971.40	0.42	820.00	1.52	1.13
Viscosidad (cP)	0.26	0.01	3.4	0.01	---
Estado físico	LÍQUIDO	GASEOSO	LÍQUIDO	GASEOSO	GASEOSO

ENGINEERING/DESIGN SIGN	DATE	CLIENT
DRWING: Mario Delle	2016/11/02	Ideal Alambre
DESIGN ENG: Marcelo Salvador	2016/11/02	BEKOPET S.A.
CHECKED: Lorena Jaramilla	2017/03/01	PROCESS FLOW DIAGRAM
PROJECT ENG: Andrés Chico	2017/02/21	PROJECT: RECUPERACION DE CLORURO DE HIERRO (C)
CLIENT APPROVAL:	SIZE: A3	DRAWING N°: 001
	SCALE: 3/4	SHEET 4 OF 5
		REV 1

Figura 4.5 Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 4 (Caldero).

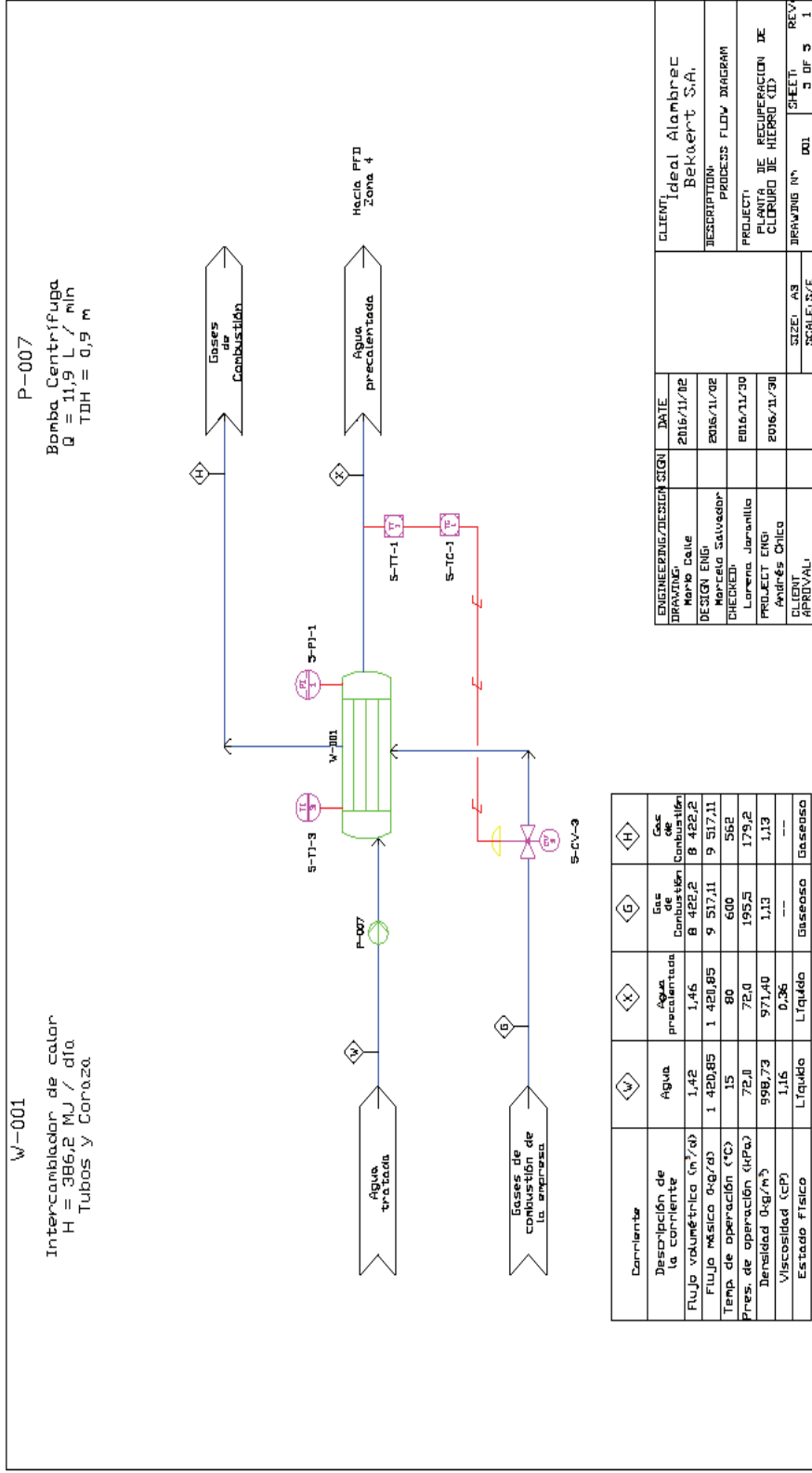


Figura 4.6 Diagrama de Flujo (PFD) de la zona 5 (Economizador)



## 4.2 BALANCE DE MASA

El balance de masa muestra las materias primas y los insumos necesarios que entran y salen del proceso global. Con estos datos se conoce los costos de operación de la planta por consumos y las ganancias generadas por la producción final.

La Tabla 4.2 especifica las sustancias que ingresan al proceso, éstas son las materias primas junto con los insumos necesarios para el correcto funcionamiento de la planta.

**Tabla 4.2** Materias primas e insumos necesarios para el proceso.

Sustancia	Valor (kg / día)
Efluente ácido	1 210,00
Agua	1 420,80
Diésel	76,60
Gases de Combustión	9 517,10
Aire	1 145,520

Las materias que representan un costo para la operación son el agua y el diésel.

El efluente ácido es la materia prima principal del proceso, el cual es el producto del lavado del alambón realizado en la planta metalmecánica de la empresa.

Los gases de combustión provienen de hornos y calderos ya existentes, necesarios para la fundición de zinc de los respectivos procesos de galvanizado y decapado.

La Tabla 4.3 especifica las sustancias que salen del proceso, estas son la producción final del producto deseado, es decir el cloruro de hierro (II).

Junto al producto final se obtienen sustancias residuales producto de las distintas operaciones unitarias presentes en el proceso, tales como el agua proveniente del vapor saturado y de la evaporación del efluente, así como los gases de combustión que intercambiaron calor.

**Tabla 4.3** Producción y sustancias remanentes del proceso.

Sustancia	Valor (kg / d)
Cloruro de hierro (II)	113,30
Agua	2 517,50
Gases de Combustión	10 739,30

El producto final deseado es el cloruro de hierro (II), el cual cuenta con una producción de 113,3 kg / día. El agua saliente del proceso consta tanto del agua evaporada removida del efluente ácido así como la que se utilizó en el proceso de evaporación, mientras que los gases de combustión son producto tanto del economizador (por utilizar los de la empresa para calentar el agua) como del caldero (en el proceso de combustión).

### 4.3 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La producción de la planta está diseñada para una jornada laboral de 8 h. Ésta es atendida por un operador, el cual es el único que representa un costo de operación y administrativo. Los ingenieros ya presentes dentro de la empresa son los encargados de la supervisión en caso de que así lo requiera.

Diariamente ingresa el caudal de efluente ácido para el cual fue diseñado el proceso, es decir  $1 \text{ m}^3/\text{día}$  de efluente ácido proveniente del proceso de galvanizado más el sobredimensionamiento para el flujo de 10 % que fue tomando en cuenta para los cálculos.

Para el arranque de la planta, se bombea el efluente ácido desde los tanques reservorios al tanque K-001. Posteriormente, el efluente pasará al proceso de evaporación dentro del evaporador D-001.

El proceso de evaporación está relacionado íntimamente con el funcionamiento del caldero D-002 y del economizador W-001. El tiempo de operación para todos estos equipos es de 2 horas, debido a que el flujo de efluente a ser tratado es bajo y el evaporador no requiere más tiempos para su funcionamiento.

Finalmente el efluente ácido concentrado pasa al decantador F-001. Dentro de éste reposa 24 h para asegurar una óptima separación (a pesar de que son necesarios 3,5 h de acuerdo a los cálculos presentados en el Anexo III). La separación puede ser afectada por distintos factores los cuales pueden ser el flujo de entrada del efluente ácido al proceso, temperatura ambiental, concentración de cloruro de hierro (II) en el efluente ácido de entrada. De igual manera, como no se tratan altos flujos de efluente ácido dentro del proceso no es necesario utilizar el equipo 2 veces en 1 día.

El efluente ácido remanente dentro del decantador F-001 es bombeado al tanque K-001. En el tanque K-001 se mezclan para la homogenización el efluente ácido proveniente de la empresa y el efluente ácido proveniente del decantador, lo cual asegura una homogenización eficiente para iniciar el proceso (Fernández et al., 2006, p. 13).

La remoción del cloruro de hierro (II) del decantador, se la realiza manualmente por el operador, así como su debido empaclado. Al ser la producción diaria baja, no es necesario de equipos automáticos o semiautomáticos que ayuden en esta función (Sinnott y Towler, 2012, p. 660).

El producto final no es un producto anhidro ya que al ser la sal de cloruro de hierro una sustancia higroscópica, retiene un porcentaje de humedad como consecuencia del proceso y de la humedad presente en el ambiente.

Esta humedad tiene un valor aproximado de 10 %, el cual depende de condiciones del proceso. Sin embargo la humedad no afecta los objetivos posteriores del cloruro de hierro (II) como agente coagulante para el tratamiento de aguas residuales. (Cullivan, 2014, p. 1 - 2). Además se la toma en consideración para el precio del producto final del proceso del presente trabajo, el cual afecta directamente al análisis económico realizado.

Los sacos empacados son almacenados hasta su venta ya sea al por mayor o menor. La producción mensual llega a ser de 3,4 Tm / mes.

#### 4.4 BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía detalla la energía transferida en cada uno de los procesos donde es necesario el intercambio calórico. Estos valores son útiles al momento de conocer el costo del proceso debido a insumos que proveen energía.

Los equipos que transfieren energía representando un costo para el proceso son el evaporador, el caldero y el economizador. Sin embargo es necesario conocer también la energía transferida en el decantador, la cual es por el enfriamiento del efluente ácido con convección natural, en el decantador para realizar una correcta planificación de la producción y dimensionamiento.

La Tabla 4.4 especifica la energía que se transfiere entre las diferentes corrientes presentes en cada uno de los equipos de operaciones unitarias.

**Tabla 4.4** Energía transferida en los procesos del sistema.

<b>Equipo</b>	<b>Energía (MJ / d)</b>
Evaporador	3 240,6
Caldero	3 303,7
Economizador	386,2
Decantador	359,9

Como se puede observar en la Tabla 4.4, los procesos que más transfieren energía son aquellos donde se utiliza vapor de agua, el cual posee un valor elevado de energía asociado con el calor latente de vaporización (ASME, 2006, pp. 8, 9).

El costo de los insumos, viene del diésel y del agua necesario para el caldero. Sin embargo los valores de estos dependen de la energía requerida en el evaporador, así como en el caldero. El economizador ayuda a minimizar la energía requerida en el caldero por lo que representa ahorros de operación referentes a costos de diésel.

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

### **4.5.1 VISTAS DE EQUIPOS**

Los planos que se presentan desde la Figura 4.7 hasta la Figura 4.11 esquematizan las dimensiones de los equipos utilizados dentro del proceso. La vista superior está presente en todos los equipos, la cual es la más importante para observar el espacio que ocupa el equipo dentro del plano, lo que influye directamente en el ordenamiento de los equipos en la disposición de planta (Sinnott y Towler, 2012, p. 1071).

Las vistas frontales, así como las laterales son usadas dependiendo de la importancia que tengan para el equipo.

Se toma en cuenta la altura del equipo para determinar su ubicación dentro de la distribución de planta (*LayOut*), éste parámetro es importante para la construcción de las instalaciones para el proceso (Sinnott y Towler, 2012, p. 1072).

De igual manera, las alturas de las boquillas de tuberías de los equipos son importantes ya que influyen para el diseño del sistema de bombeo que circula todas las corrientes por las diferentes operaciones unitarias del proceso.

La escala utilizada depende del equipo. Estos al no tener dimensiones iguales no se acoplan a la misma escala para todos los dibujos. La escala es seleccionada de manera que la visión del plano sea estética con una hoja A4, y que denote con claridad las dimensiones del equipo.

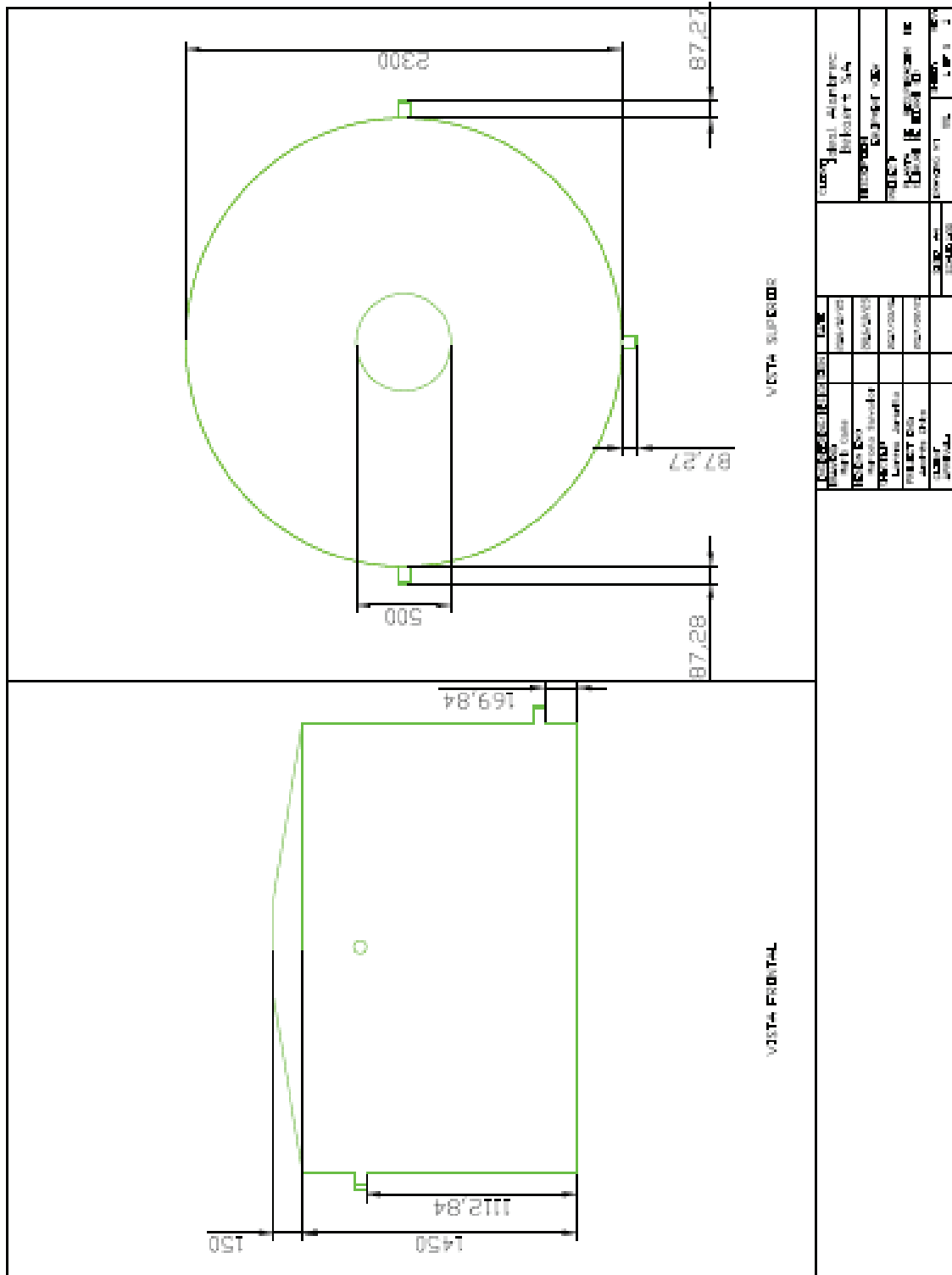


Figura 4.7 Vista de Equipos. (Tanque Homogeneizador K-001).



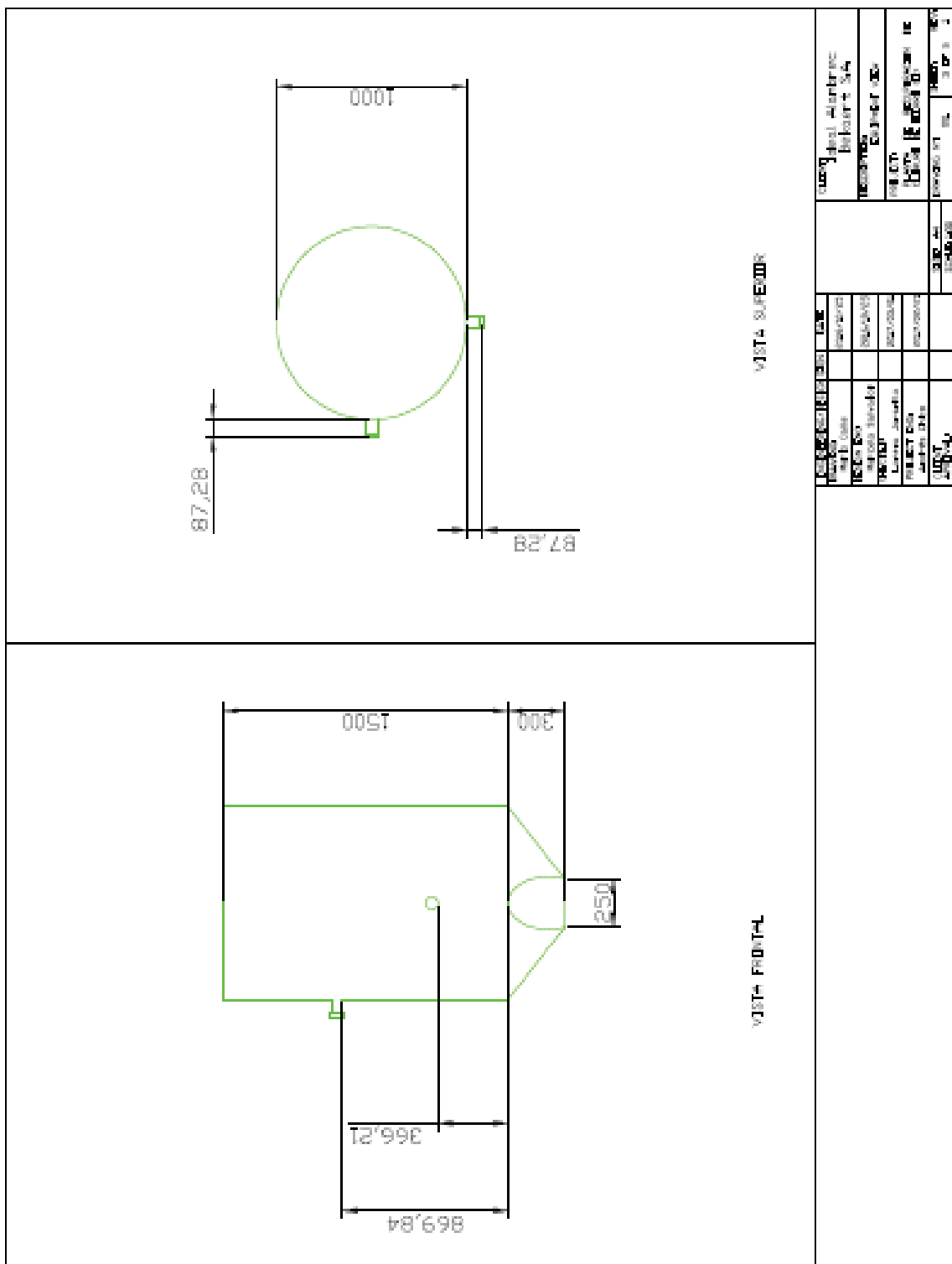


Figura 4.9 Vista de Equipos. (Decantador F-001).





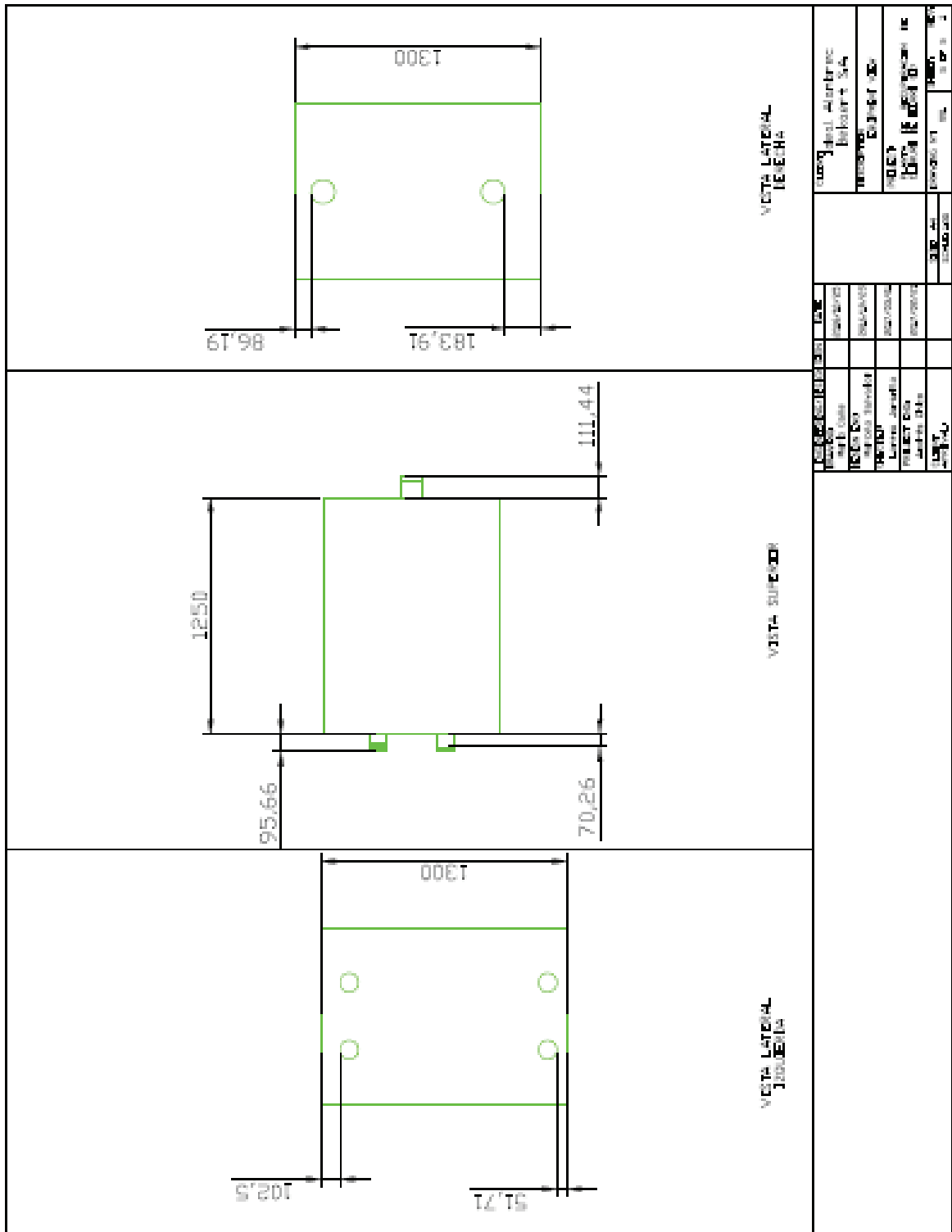


Figura 4.11 Vista de Equipos (Economizador W-001)

#### 4.5.2 DISPOSICIÓN DE PLANTA

La disposición de planta (*LayOut*) toma en cuenta el espacio disponible dentro de la empresa para la construcción del presente proyecto, el cual se encuentra a poca distancia de los tanques reservorios de efluente ácido ya existentes dentro de la empresa. Dicho espacio es de aproximadamente 20 m x 12 m.

En el espacio disponible para la construcción de la planta no existen obstáculos para el levantamiento vertical de los equipos, debido a que se encuentra en un espacio exterior que no es afectado por las construcciones actuales de la planta de galvanizado. Por lo tanto, no se toman consideraciones respecto a la altura tanto para la construcción de las facilidades de la planta así como con los equipos de operaciones unitarias.

La ubicación de los equipos toma en cuenta las distancias mínimas requeridas de espaciado, el cual toma en cuenta la seguridad industrial dentro de las plantas industriales, así como la facilidad de movimiento tanto del personal como de las corrientes necesarias para el proceso (Sinnott y Towler, 2012, pp. 1072, 1073).

La vista superior detalla las distancias entre equipos tanto horizontales como verticales más no la distancia de cada uno de ellos, debido a que estas ya fueron observadas en las vistas de equipos.

La vista frontal y laterales son usadas para observar la distribución de la planta desde diferentes puntos de vista. Las distancias colocadas son de los equipos más próximos al observador ya que estos se superponen entre ellos.

Los planos de *LayOut* son detallados desde la Figura 4.12 a la Figura 4.15, siendo mostrado la vista superior, vista frontal, vista lateral derecha y vista lateral izquierda respectivamente.

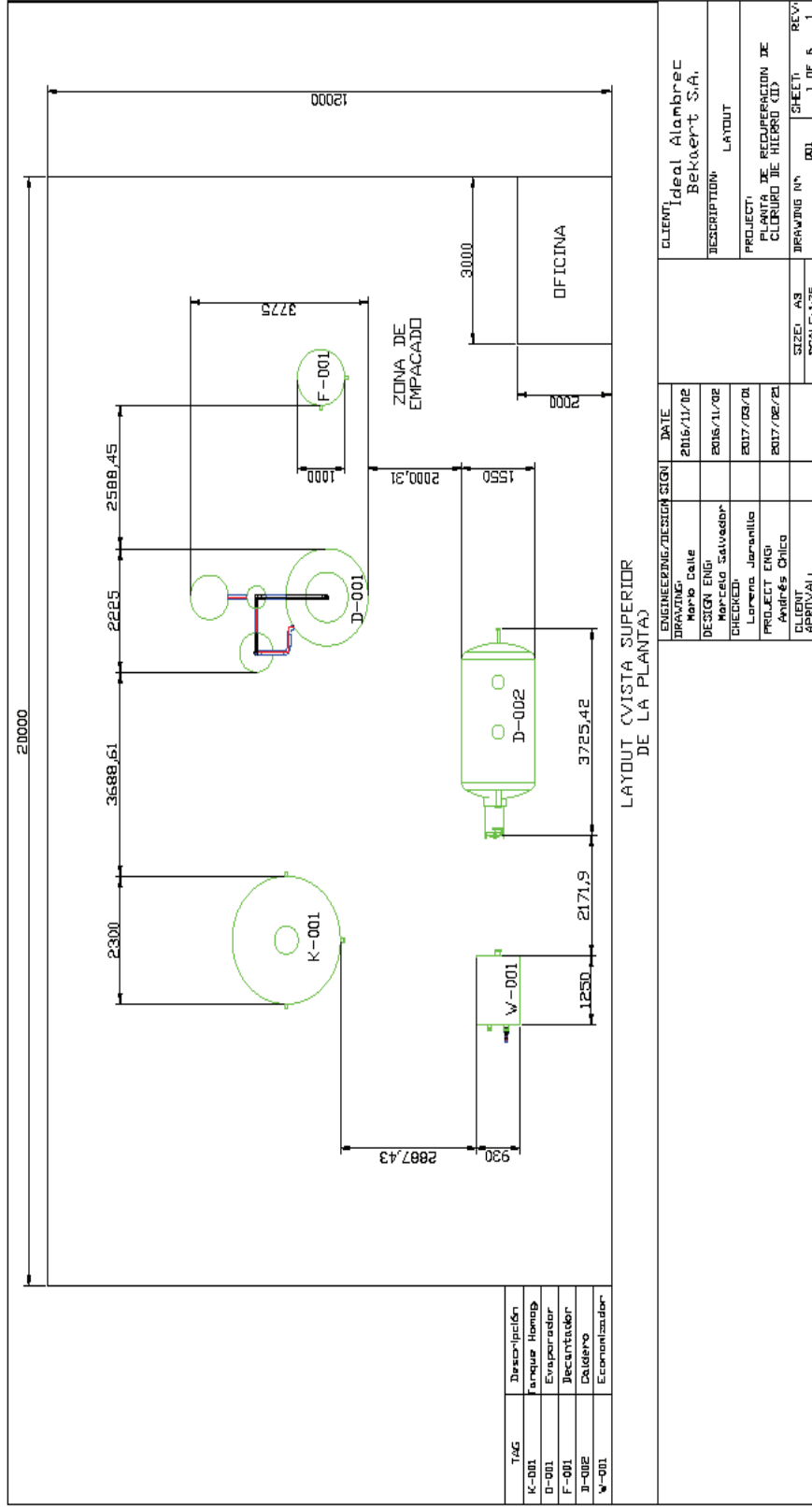
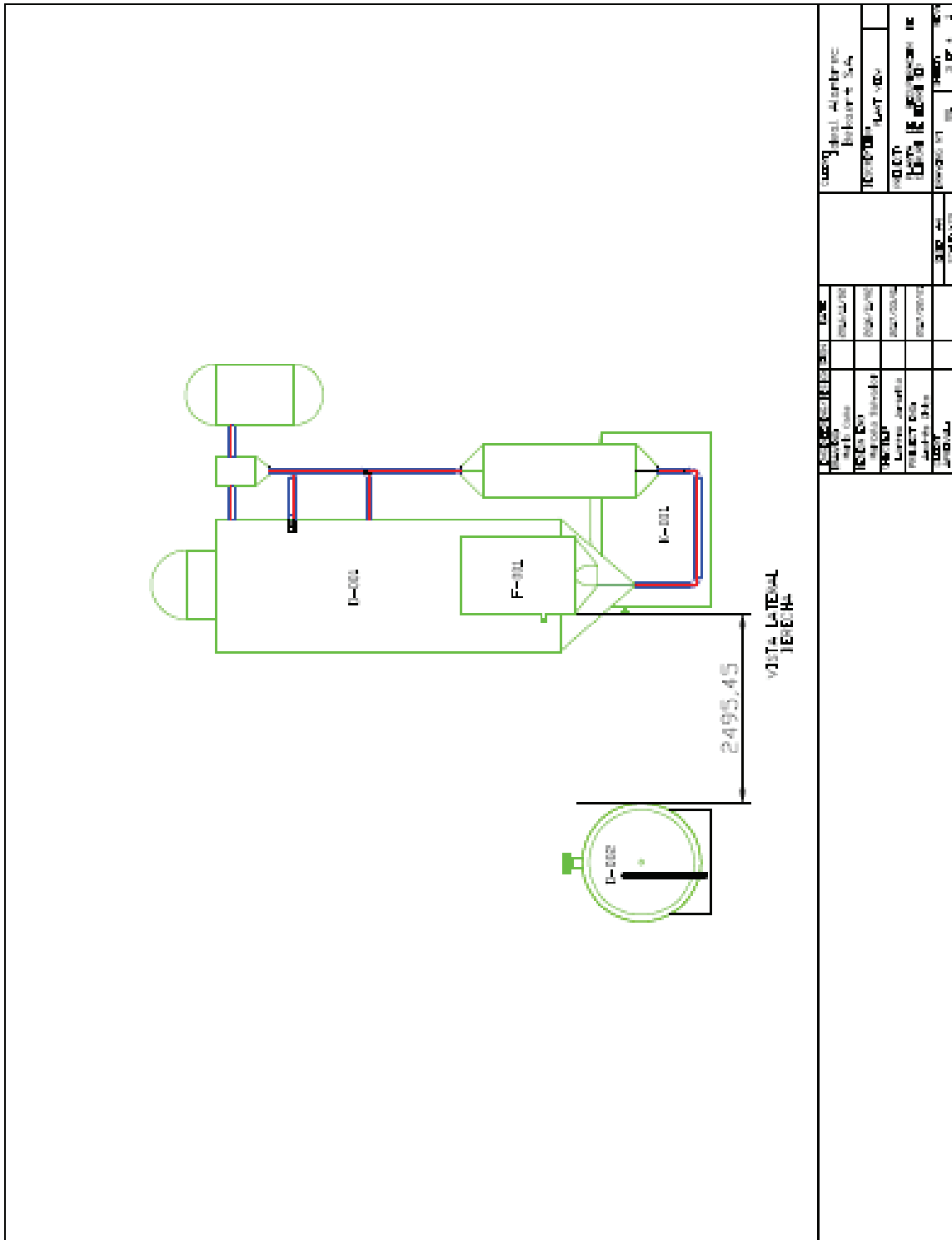


Figura 4.12 LayOut (Vista Superior).





Proyecto: <b>Alcaldía Alcaldía</b> Barahona S.A.		Fecha: <b>10/07/2014</b>	
Cliente: <b>Alcaldía Alcaldía</b>		Escala: <b>1:100</b>	
Descripción: <b>Proyecto de</b>		Autor: <b>Ing. J. J. Rodríguez</b>	
Fecha: <b>10/07/2014</b>		Revisado: <b>Ing. J. J. Rodríguez</b>	
Estado: <b>Finalizado</b>		Hoja: <b>1</b>	
Total: <b>1</b>		Hoja: <b>1</b>	

Figura 4.14 Vista Lateral Derecha de Planta.



## 4.6 DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN

El diagrama de tuberías e instrumentación P&ID (*Piping and Instruments Diagram*) especifica las tuberías que conectan a cada uno de los equipos dentro del proceso, asignándolas un nombre único a cada una (TAG) con el cual se puede saber el tamaño así como el material de tubería.

El TAG de las tuberías está estructurado por 4 secciones que especifican una característica propia de la tubería, en el siguiente TAG de ejemplo se puede explicar de mejor manera.

2-PVC-RW-001

1. 2: Diámetro nominal en pulgadas de la tubería
2. PVC: Material de construcción de la tubería.
3. RW: Servicio de la corriente que transporta la tubería.
4. 001: Numeración de la tubería.

Los materiales de la tubería para este proyecto son el PVC (policloruro de vinilo) y el acero inoxidable 304 cuyo código es 100HS01. Los servicios presentes en este proyecto que se observan en los TAG de las tuberías son los siguientes:

- RW: *Raw Water* (Agua de alimentación)
- PW: *Process Water* (Agua de proceso).
- BFW: *Boiling Feed Water* (Agua en ebullición de alimentación)
- SW: *Service Water* (Agua de servicio).
- FG: *Fuel Gas* (Gas de combustión).
- FO: *Fuel Oil* (Combustible).
- AV: *Air Vent* (Aire de venteo).
- RS : *Recovered Slops* (Corrientes recuperadas)
- SC : *Steam Condensate* (Condensado de vapor)
- CC : *Contaminable Condensate* (Condensado contaminado)

Las tuberías contienen equipos de control específicos para algún tipo de parámetro físico, los cuales son los más importantes para dicha corriente en el correcto funcionamiento del proceso. Los equipos de control están unidos



mediante líneas de comunicación a válvulas de control o al equipo para regular el proceso cuando el caso así lo requiera (Sinnott y Towler, 2012, pp. 231-234).

Las válvulas usadas dentro de las líneas son ubicadas en cada una de ellas, debido a que son necesarias para el correcto funcionamiento del proceso (Sinnott y Towler, 2012, p. 233). Como es observado en el PFD, la simbología de los equipos usados está ubicada en la parte superior de cada diagrama. Los TAG de equipos y bombas fueron asignados en el PFD.

Los TAG de instrumentación de control y medición, así como de válvulas de control están estructurados en 3 secciones. La primera especifica el número de zona donde se encuentra, la segunda es una abreviación de lo que representa el equipo y la tercera es la numeración secuencial para hacer único al TAG de cada equipo. Las abreviaciones usadas en este proyecto son las siguientes:

- CV: *Control Valve* (Válvula de Control)
- PI: *Pressure Indicator* (Indicador de Presión).
- TI: *Temperature Indicator* (Indicador de Temperatura)
- LT: *Level Transmitter* (Trasmisor de nivel).
- LC: *Level Controler* (Controlador de nivel).
- PT: *Pressure Transmitter* (Trasmisor de presión).
- PC: *Pressure Controler* (Controlador de presión).
- TT : *Temperature Transmitter* (Trasmisor de temperatura)
- TC : *Temperature Controler* (Controlador de temperatura)
- FT : *Flow Transmitter* (Trasmisor de flujo)
- FC : *Flow Controler* (Controlador de flujo)

El P&ID es elaborado en Autocad Plant 3D bajo la norma *ISA S5.1 S5.3 Identificación y símbolos de instrumentación* (KLM Technology Group, 2011, p. 3).

Se tienen 5 secciones definidas por separado para elaborar el P&ID, por razones de visualización estética de los diagramas dentro de una hoja A3. Las 5 secciones están establecidas para cada equipo que opera dentro de la planta.

- Zona 1: Tanque de homogenización
- Zona 2: Evaporador

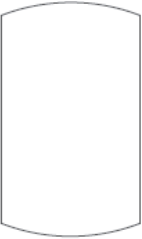

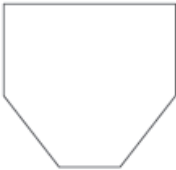

- Zona 3: Decantador
- Zona 4: Caldero
- Zona 5: Economizador

Las tuberías, válvulas, equipos de instrumentación y bombas dentro de las líneas que se presenten en más de una zona, son observadas en el primer diagrama detallado. Las corrientes que se conectan a equipos en otras zonas tienen una especificación la cual indica en que diagrama continua dicha corriente.



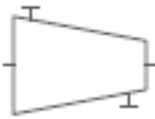








El P&ID es observado desde la Figura 4.16 hasta la Figura 4.20, en el orden especificado de las zonas.

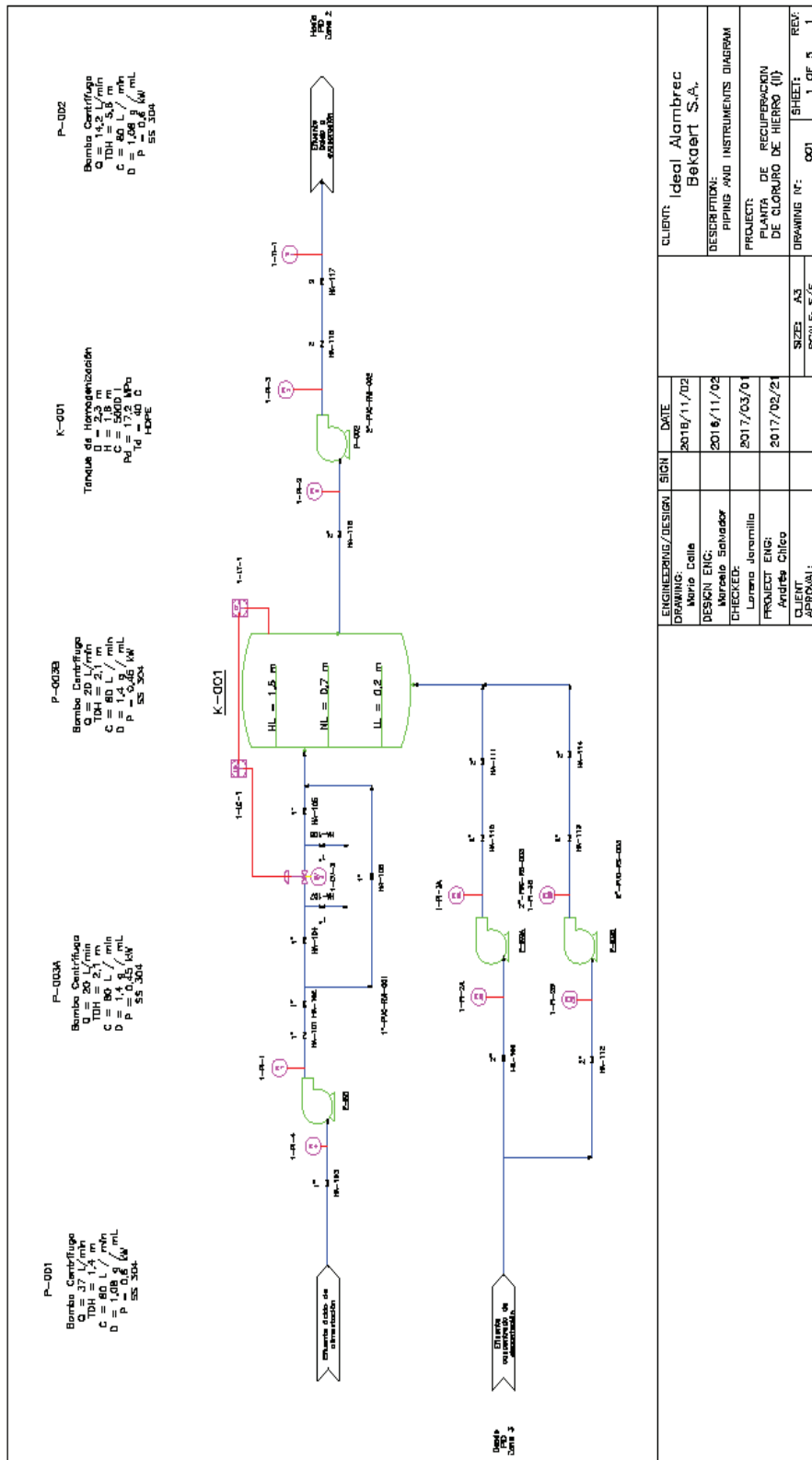
La Tabla 4.5 detalla cada uno de los símbolos usados para la elaboración del P&ID.

**Tabla 4.5** Simbología para los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID).

Gráfico	Significado
	Tanque de Homogenización
	Evaporador
	Decantador
	Caldero

**Tabla 4.5** Simbología para los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID)  
(continuación...)

	Intercambiador de calor
	Bomba centrífuga
	Compresor
	Válvula Check
	Válvula de Globo
	Válvula de Compuerta
	Válvula de control
	Medidor del sistema de control automático
	Medidor local
	Línea de corriente
	Señal eléctrica



CLIENT:	Ideal Alambre Bekaert S.A.
DESCRIPTION:	PIPES AND INSTRUMENTS DIAGRAM
PROJECT:	PLANTA DE RECUPERACION DE CLORO DE HIERRO (II)
DRAWING N°:	001
SHEET:	1 OF 5
REV:	1

ENGINEERING/DESIGN SIGN	DATE
Maria Calle	2018/11/02
Mario Salvador	2018/11/02
Lorena Jaramilla	2017/03/01
Andrés Chico	2017/02/21
APPROVAL:	

SIZE:	A3
SCALE:	5/E

Figura 4.16 Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID) de la zona 1 (Tanque de Homogeneización).

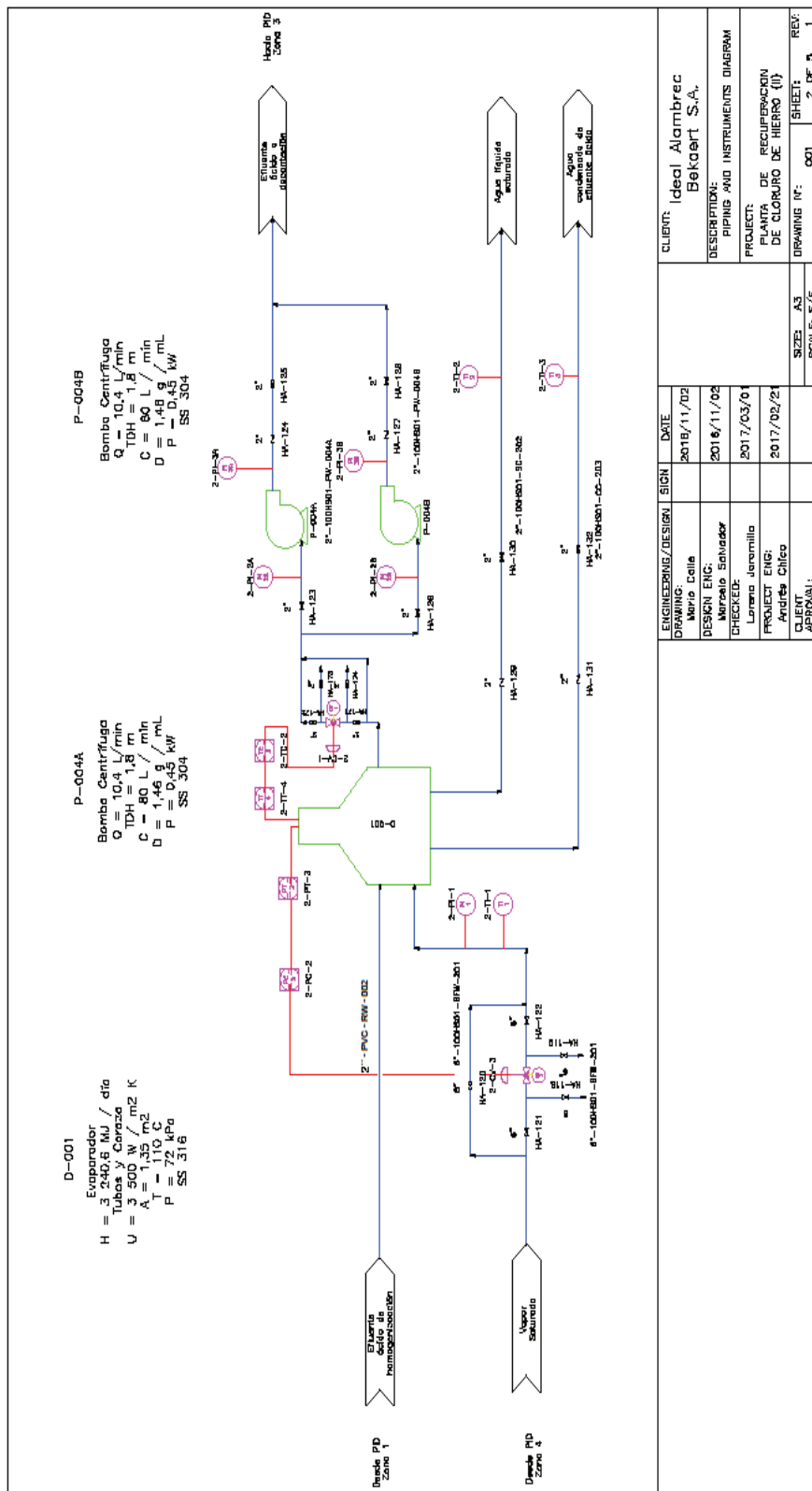


Figura 4.17 Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID) de la zona 2 (Evaporador).



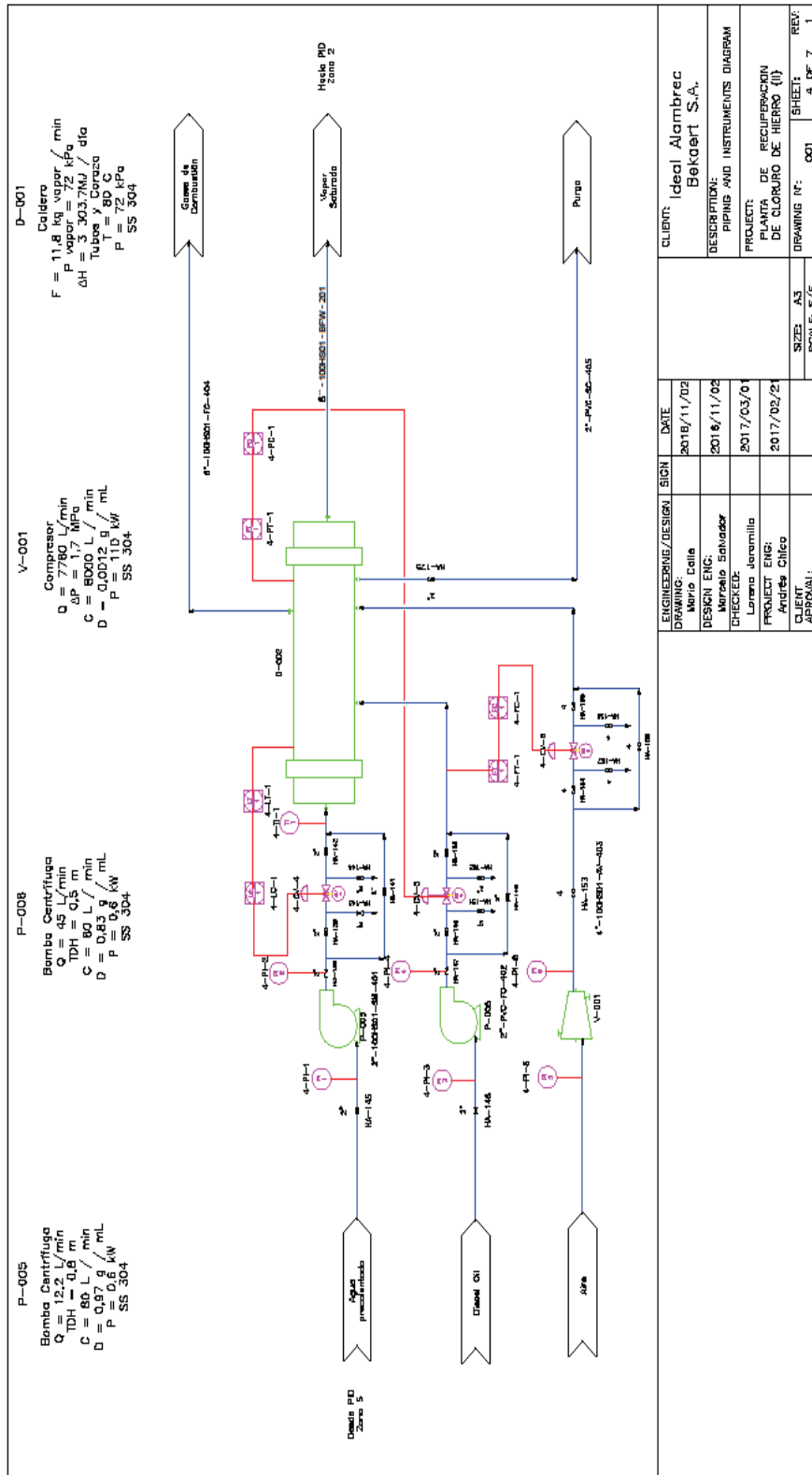


Figura 4.19 Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID) de la zona 4 (Caldero).

ENGINEER/DESIGN	SIGN	DATE	CLIENT:
Alvaro Cella		2016/11/02	Ideal Alambre
DESIGN ENG:		2016/11/02	Bekoert S.A.
CHIEF:		2017/03/01	DESCRIPTION:
Alvaro Jaramilla		2017/02/21	PIPING AND INSTRUMENTS DIAGRAM
PROJECT ENG:			PROJECT:
Andrés Ciego			PLANTA DE RECUPERACION DE CLORO DE HIERRO (II)
APPROVAL:			SIZE: A3
			SCALE: 1/E
			DRAWING N°: 001
			SHEET: 4 OF 7
			REV: 1





## 4.7 HOJAS DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS

**Tabla 4.6** Hoja de especificaciones del tanque de homogenización K-001.



 <b>ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL</b> <small>SCIENTIA HOMINIS SALUS</small>		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES EQUIPOS</b>		<b>FECHA:</b> 06/11/2016
		<b>DOC No.</b> D04-SSEE-001		
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.			
<b>PROYECTO:</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)			
<b>TAG No</b>		K - 001 TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN		
<b>GENERAL</b>				
<b>SERVICIO</b>	Almacenamiento de efluente ácido	<b>VOLUMEN DE OPERACIÓN</b>	5 m <sup>3</sup>	
<b>TIPO</b>	Tanque vertical	<b>PESO VACÍO</b>	111,88 kg	
<b>TAPA</b>	Elevada plana	<b>DIMENSIONES</b>	Diámetro (D): 2,3 m	
<b>REVESTIMIENTO INTERNO REVESTIMIENTO EXTERNO</b>	No Aplica		Altura (H): 1,6 m Espesor (e): 0,001 m Radio tapa (r): 0,25 m	
<b>INFORMACIÓN DE DISEÑO</b>				
<b>CÓDIGO:</b>	K-001			
<b>REACCIÓN:</b>	No			
<b>TRATAMIENTO DE CALOR</b>	No			
<b>TEMP. OPERACIÓN</b>	15 °C			
<b>PRESIÓN DE DISEÑO</b>	17,2 MPa			
<b>CORROSIÓN:</b>	No			
<b>SOBREDIMENSIONAMIENTO</b>	1,66			
<b>MATERIALES</b>				
<b>CORAZA:</b>	Polietileno			
<b>FONDOS:</b>	Polietileno			
<b>TECHO:</b>	Polietileno			
<b>TUBERÍAS:</b>	PVC			
<b>ACCESORIOS:</b>	PVC			
<b>ACCESORIOS</b>				
<b>MANWAY</b>	No Aplica	<b>MEDIDOR DE NIVEL</b>	Si	
<b>HAND HOLE</b>	No Aplica	<b>BOQUILLA DE NIVEL</b>	Si	
<b>CONEXIÓN A TIERRA</b>	No Aplica	<b>BOQUILLA DE EMERGENCIA</b>	Si	
<b>CATÁLOGO</b>				
<b>Fabricante</b>	<b>Origen</b>	<b>Series</b>	<b>SERVICIO</b>	
Plastigama	Ecuador	PE101IU	Almacenamiento de efluente ácido	



Tabla 4.7 Hoja de especificaciones del evaporador D-001.

 <b>ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL</b>		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES</b>		<b>FECHA:</b> 06/11/2016
		<b>EQUIPOS</b>		
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.	<b>DOC No.</b>	D04-SSEE-002	
<b>PROYECTO:</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)			
<b>TAG No</b>		D - 001 EVAPORADOR DE TUBOS Y CORAZA		
<b>GENERAL</b>				
<b>SERVICIO:</b>	Concentración de efluente ácido	<b>VOLUMEN NOMINAL:</b>	10,8 m <sup>3</sup>	
<b>RECUBRIMIENTO:</b>	Cromo Niquel	<b>VOL. OPERACION:</b>	2 m <sup>3</sup>	
<b>AREA TRANSFERENCIA:</b>	1,55 m <sup>2</sup>	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro: 1,75 m	
			Altura: 4,50 m	
<b>DATOS DISEÑO</b>				
<b>CÓDIGO:</b>	D-001			
<b>TRATAMIENTO CALOR:</b>	Vaporización de concentración			
<b>TEMP. OPERACION:</b>	110 °C			
<b>PRESION INT:</b>	72 kPa			
<b>CORROSIÓN:</b>	6 mm/año			
<b>MATERIALES</b>				
<b>CORAZA:</b>	316 Acero Inoxidable			
<b>FONDO:</b>	316 Acero Inoxidable			
<b>TECHO:</b>	316 Acero Inoxidable			
<b>TUBERIA:</b>	316 Acero Inoxidable			
<b>ACCESORIOS:</b>	316 Acero Inoxidable			
<b>PASAMANO:</b>	Acero al Carbono			
<b>ACCESORIOS</b>				
<b>ESCALERA:</b>	Acero al Carbono	<b>INDICADOR NIVEL:</b>	Si	
<b>Fabricante</b>	<b>Origen</b>	<b>Series</b>	<b>SERVICIO</b>	
Okawara	Japón	OKW6621	Concentrar efluente ácido hasta concentración de saturación de cloruro de hierro (II).	

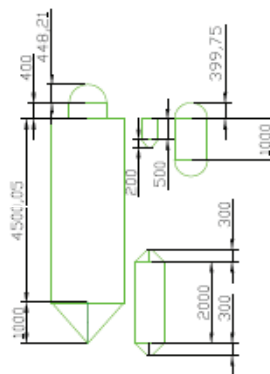


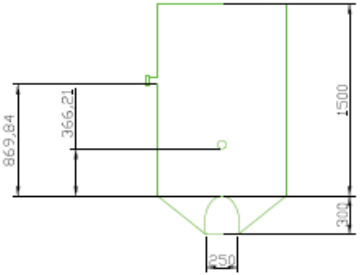


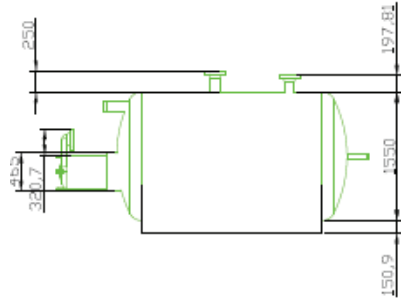


Tabla 4.8 Hoja de especificaciones del decantador F-001.

 <b>ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL</b> SCIENTIA HOMINIS SALUS		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES EQUIPOS</b>		<b>FECHA:</b> 06/11/2016
		<b>DOC No.</b> D04-SSEE-003		
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.			
<b>PROYECTO:</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)			
<b>TAG No</b> F - 001 DECANTADOR				
<b>GENERAL</b>				
SERVICIO	Separación sólido/líquido	VOLUMEN DE OPERACIÓN	1,2 m <sup>3</sup>	
TIPO	Tanque vertical	PESO VACÍO	650 kg	
TAPA SUPERIOR	No Aplica	DIMENSIONES	Diámetro (D): 1,0 m	
TAPA INFERIOR	Cónica		Altura (H): 1,5 m	
REVESTIMIENTO INTERNO	Cromo Níquel		Espesor (e): 0,001 m	
REVESTIMIENTO EXTERNO	Zinc		Radio tapa inferior (r): 0,25 m	
TIEMPO DE SEDIMENTACIÓN	4 h		Distancia desde el suelo (s): 2,0 m	
<b>INFORMACIÓN DE DISEÑO</b>				
CÓDIGO:	F-001			
REACCIÓN:	No aplica			
TRATAMIENTO DE CALOR	Enfriamiento por convección natural			
TEMP. OPERACIÓN	15 - 110 °C			
PRESIÓN DE DISEÑO	72 kPa			
CORROSIÓN:	Sí			
SOBREDIMENSIONAMIENTO	1,60			
<b>MATERIALES</b>				
CORAZA:	Acero inoxidable 316			
FONDOS:	Acero inoxidable 316			
TECHO:	No Aplica			
TUBERÍAS:	Acero inoxidable 316			
ACCESORIOS:	Acero inoxidable 316			
 				
MANWAY	No aplica	MEDIDOR DE NIVEL	Si	
DEFLECTORES	No aplica	BOQUILLA DE NIVEL	Si	
<b>CATÁLGO</b>				
<b>Fabricante</b>	<b>Origen</b>	<b>Series</b>	<b>SERVICIO</b>	
Novacero	Ecuador	No Aplica	Separación de cloruro de hierro (II) sólido del efluente ácido concentrado	

**Tabla 4.9** Hoja de especificaciones del caldero D-002.


 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES</b>		<b>FECHA:</b> 06/11/2016
		<b>EQUIPOS</b>		
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.	<b>DOC No.</b>		D04-SSEE-004
<b>PROYECTO:</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)			
<b>TAG No</b> D - 002 CALDERO PIROTUBULAR				
<b>GENERAL</b>				
<b>SERVICIO:</b>	Vapor de evaporador	<b>VOLUMEN NOMINAL:</b>	5 m <sup>3</sup>	
<b>TIPO:</b>	Pirotubular	<b>PESO VACIO:</b>	2200 kg	
<b>RECUBRIMIENTO:</b>	Material Refractario	<b>PESO OPERACION:</b>	3000 kg	
		<b>DIMENSIONES:</b>	Largo:	2,20 m
			Ancho:	1,55 m
			Altura:	1,70 m
<b>DATOS DISEÑO</b>				
<b>CÓDIGO:</b>	D-002			
<b>TRATAMIENTO CALOR:</b>	Combustión Diesel			
<b>TEMP. OPERACION:</b>	300 °C			
<b>PRESION INT.:</b>	72,5 kPa			
<b>CORROSIÓN:</b>	5 mm/año			
<b>MATERIALES</b>				
<b>CORAZA:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>FONDO:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>TECHO:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>TUBERIA:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>ACCESORIOS:</b>	Acero al Carbono			
<b>JUNTAS:</b>	Acero Inoxidable 304			
				
				
<b>ACCESORIOS</b>				
<b>ESCALERA:</b>	No Aplica	<b>MEDIDOR PRESIÓN:</b>	Si	
<b>Fabricante</b>	<b>Origen</b>	<b>Series</b>	<b>SERVICIO</b>	
Attsu Industrial Boilers	España	RL800	Proveer de vapor saturado al evaporador	

**Tabla 4.10** Hoja de especificaciones del intercambiador de calor economizador W-001.

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES</b>		<b>FECHA:</b> 06/11/2016
		<b>EQUIPOS</b>		
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.	<b>DOC No.</b>	D04-SSEE-005	
<b>PROYECTO:</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)			
<b>TAG No W - 001 INTERCAMBIADOR DE CALOR ECONOMIZADOR</b>				
<b>GENERAL</b>				
<b>SERVICIO:</b>	Pre calentamiento de agua el caldero	<b>VOLUMEN NOMINAL:</b>	1,5 m <sup>3</sup>	
<b>TIPO:</b>	Tubos y Coraza	<b>PESO VACÍO:</b>	750 kg	
<b>RECUBRIMIENTO:</b>	Material Refractario	<b>PESO OPERACIÓN:</b>	1325 kg	
		<b>DIMENSIONES:</b>	Largo:	1,25 m
			Ancho:	0,93 m
			Altura:	1,30 m
<b>DATOS DISEÑO</b>				
<b>CÓDIGO:</b>	W-001			
<b>TRATAMIENTO CALOR:</b>	Intercambio de calor de gases de combustión al agua			
<b>TEMP. OPERACIÓN:</b>	340 °C			
<b>PRESIÓN INT.:</b>	200 kPa			
<b>CORROSIÓN:</b>	6 mm/año			
<b>MATERIALES</b>				
<b>CORAZA:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>FONDO:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>TECHO:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>TUBERIA:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>ACCESORIOS:</b>	Acero al Carbono			
<b>JUNTAS:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>ACCESORIOS</b>				
<b>ESCALERA:</b>	No Aplica	<b>MEDIDOR PRESIÓN:</b>	Si	
<b>Fabricante Origen Series SERVICIO</b>				
Attsu Industrial Boilers	España	EAABQ2	Calentar agua para el caldero.	



**Tabla 4.11** Hoja de especificaciones del compresor V-001.

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		<b>HOJA DE ESPECIFICACIONES</b>		<b>FECHA:</b> 06/11/2016
		<b>EQUIPOS</b>		
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.	<b>DOC No.</b>	D04-SSEE-006	
<b>PROYECTO:</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)			
<b>TAG No V - 001 COMPRESOR</b>				
<b>GENERAL</b>				
<b>SERVICIO:</b>	Proveer aire al caldero	<b>PRESION OPERACION:</b>	1,8 MPa	
<b>TIPO:</b>	2 fases	<b>POTENCIA:</b>	110 kW	
<b>RECUBRIMIENTO:</b>	No Aplica	<b>EFICIENCIA:</b>	85,3 %	
		<b>DIMENSIONES:</b>	Largo:	2,4 m
			Ancho:	1,6 m
			Altura:	1,8 m
<b>DATOS DISEÑO</b>				
<b>CÓDIGO:</b>	C-001			
<b>TRATAMIENTO CALOR:</b>	Enfriamiento Convectivo			
<b>TEMP. OPERACIÓN:</b>	50 °C (una vez comprimido)			
<b>MATERIALES</b>				
<b>CORAZA:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>FONDO:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>TUBERÍA:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>ACCESORIOS:</b>	Acero al Carbono			
<b>JUNTAS:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>CORAZA:</b>	Acero Inoxidable 304			
<b>ACCESORIOS</b>				
<b>MOTOR ARRANQUE:</b>	11,1 kW	<b>INDICADOR PRESIÓN:</b>	Si	
<b>FILTRO AIRE:</b>	Si	<b>FILTRO COMBUSTIBLE:</b>	No Aplica	
<b>Fabricante Origen Series SERVICIO</b>				
Denair Compressor	China	DAH11018	Proveer aire para el caldero.	



**Tabla 4.12** Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-001.







 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 06/11/2016		
		BOMBAS				
CLIENTE:	Ideal Alambrec S.A.		DOC No.	D10-SSEE-001		
PROYECTO	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)					
TAG No		P - 001				
GENERAL			MATERIAL			
SERVICIO:	Transporte de la línea 1-PVC-RW-001		CUBIERTA MOJADA	Acero Inoxidable 304		
TIPO:	Centrífuga		DIAFRAGMA	Nylon		
MANUFACTURA	Pedrollo		CUBIERTA NO MOJADA	Acero Inoxidable 304		
SERIE	CPm610		CORAZA	Acero Inoxidable 304		
			VÁLVULA DE AIRE	NA		
			CÁMARA DE AIRE	NA		
CONDICIONES DE OPERACIÓN			INFORMACIÓN DEL FABRICANTE			
LÍQUIDO:	Efluente ácido		PRESIÓN DESCARGA	4 MPa		
TEMPERATURA:	15 °C		TEMPERATURA DESCARGA	20 °C		
GRAVEDAD ESPECÍFICA:	1,08		CAPACIDAD DESCARGA	160 L/min		
VISCOSIDAD:	0,00115 Pa s		NPSH REQ	1,6 m		
CORROSIÓN CAUSADA POR:	Cloruros		POTENCIA	0,60 kW		
ALTURA	0 m		PESO	2 kg		
NPSH DISP. SIN ALTURA	6,5 m					
CAPACIDAD (L/min)	Min	5	Max	80	Rat	9,3
PRES. SUCCIÓN (kPa)	Min	100	Max	600	Rat	NA
CONDICIONES AMBIENTALES			DIMENSIONES			
TEMPERATURA	15-20 °C		Longitud	0,43 m		
HUMEDAD REL.	80 %		Altura	0,31 m		
PRESIÓN	72 kPa		Ancho	0,25 m		
						

Tabla 4.13 Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-002.



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 06/11/2016		
		BOMBAS				
CLIENTE:		Ideal Alambrec S.A.		DOC No.		
PROYECTO		Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)		D10-SSEE-001		
TAG No		P - 002				
GENERAL			MATERIAL			
SERVICIO:	Transporte de la línea 1-PVC-RW-001		CUBIERTA MOJADA	Acero Inoxidable 304		
TIPO:	Centrífuga		DIAFRAGMA	Nylon		
MANUFACTURA	Pedrollo		CUBIERTA NO MOJADA	Acero Inoxidable 304		
SERIE	CPm610		CORAZA	Acero Inoxidable 304		
			VÁLVULA DE AIRE	NA		
			CÁMARA DE AIRE	NA		
CONDICIONES DE OPERACIÓN			INFORMACIÓN DEL FABRICANTE			
LÍQUIDO:	Efluente ácido		PRESIÓN DESCARGA	4 MPa		
TEMPERATURA:	15 °C		TEMPERATURA DESCARGA	20 °C		
GRAVEDAD ESPECÍFICA:	1,08		CAPACIDAD DESCARGA	160 L/min		
VISCOSIDAD:	0,00115 Pa s		NPSH REQ	1,6 m		
CORROSIÓN CAUSADA POR:	Cloruros		POTENCIA	0,60 kW		
ALTURA	0 m		PESO:	2 kg		
NPSH DISP. SIN ALTURA	6,5 m					
CAPACIDAD (L/min)	Min	5	Max	80	Rat	9,3
PRES. SUCCIÓN (kPa)	Min	100	Max	600	Rat	NA
CONDICIONES AMBIENTALES			DIMENSIONES			
TEMPERATURA	15-20 °C		Longitud	0,43 m		
HUMEDAD REL.	80 %		Altura	0,31 m		
PRESIÓN	72 kPa		Ancho	0,25 m		
						

**Tabla 4.14** Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-003A y P-003B.





 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA:					
		BOMBAS		06/11/2016					
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.		<b>DOC No.</b>	D10-SSEE-003					
<b>PROYECTO</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)								
<b>TAG No</b>		P - 003							
GENERAL			MATERIAL						
SERVICIO:	Transporte de la línea 2-PVC-RS-003		CUBIERTA MOJADA	Acero Inoxidable 304					
TIPO:	Centrífuga Autocebante		DIAFRAGMA	Nylon					
MANUFACTURA	Pedrollo		CUBIERTA NO MOJADA	Acero Inoxidable 304					
SERIE	PLURIJETM80		CORAZA	Acero Inoxidable 304					
			VÁLVULA DE AIRE	NA					
			CÁMARA DE AIRE	NA					
CONDICIONES DE OPERACIÓN			INFORMACIÓN DEL FABRICANTE						
LÍQUIDO:	Efluente ácido		PRESIÓN DESCARGA	4 MPa					
TEMPERATURA:	15 °C		TEMPERATURA DESCARGA	20 °C					
GRAVEDAD ESPECÍFICA:	1,40		CAPACIDAD DESCARGA	130 L/min					
VISCOSIDAD:	0,00113 Pa s		NPSH REQ	4,0 m					
CORROSIÓN CAUSADA POR:	Cloruros		POTENCIA	0,45 kW					
ALTURA	0 m		PESO:	2 kg					
NPSH DISP. SIN ALTURA	5,2 m								
CAPACIDAD (L/min)	Min	5				Max	80	Rat	5
PRES. SUCCIÓN (kPa)	Min	100				Max	600	Rat	NA
CONDICIONES AMBIENTALES			DIMENSIONES						
TEMPERATURA	15-20 °C		Longitud	0,5 m					
HUMEDAD REL.	80 %		Altura	0,4 m					
PRESIÓN	72 kPa		Ancho	0,3 m					
									



**Tabla 4.15** Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-004A y P-004B.

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 06/11/2016		
		<b>BOMBAS</b>				
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.	<b>DOC No.</b>		D10-SSEE-005		
<b>PROYECTO</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)					
<b>TAG No</b>		P – 004				
GENERAL			MATERIAL			
SERVICIO:	Transporte de la línea 2-100SH01-PW-004			CUBIERTA MOJADA	Acero Inoxidable 304	
TIPO:	Centrífuga Autocebante			DIAFRAGMA	Nylon	
MANUFACTURA	Pedrollo			CUBIERTA NO MOJADA	Acero Inoxidable 304	
SERIE	PLURIJETM80			CORAZA	Acero Inoxidable 304	
			VÁLVULA DE AIRE	NA		
			CÁMARA DE AIRE	NA		
CONDICIONES DE OPERACIÓN			INFORMACIÓN DEL FABRICANTE			
LÍQUIDO:	Efluente ácido			PRESIÓN DESCARGA	4 MPa	
TEMPERATURA:	110 °C			TEMPERATURA DESCARGA	110 °C	
GRAVEDAD ESPECÍFICA:	1,46			CAPACIDAD DESCARGA	130 L/min	
VISCOSIDAD:	0,00033 Pa s			NPSH REQ	4,0 m	
CORROSIÓN CAUSADA POR:	Cloruros			POTENCIA	0,45 kW	
ALTURA	0 m			PESO	2 kg	
NPSH DISP. SIN ALTURA	4,9 m					
CAPACIDAD (L/min)	Min	5	Max	80	Rat	5,2
PRES. SUCCIÓN (kPa)	Min	100	Max	600	Rat	NA
CONDICIONES AMBIENTALES			DIMENSIONES			
TEMPERATURA	15-20 °C			Longitud	0,5 m	
HUMEDAD REL.	80 %			Altura	0,4 m	
PRESIÓN	72 kPa			Ancho	0,3 m	
						



**Tabla 4.16** Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-005.

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA:		
		BOMBAS		06/11/2016		
<b>CLIENTE:</b> Ideal Alambrec S.A.		<b>DOC No.</b> D10-SSEE-007				
<b>PROYECTO:</b> Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)						
<b>TAG No</b>		P – 005				
GENERAL			MATERIAL			
SERVICIO:	Transporte de la línea 2-100HS01-SW-401		CUBIERTA MOJADA	Acero Inoxidable 304		
TIPO:	Centrífuga		DIAFRAGMA	Nylon		
MANUFACTURA	Pedrollo		CUBIERTA NO MOJADA	Acero Inoxidable 304		
SERIE	CPm610		CORAZA	Acero Inoxidable 304		
			VÁLVULA DE AIRE	NA		
			CÁMARA DE AIRE	NA		
CONDICIONES DE OPERACIÓN			INFORMACIÓN DEL FABRICANTE			
LÍQUIDO:	Agua		PRESIÓN DESCARGA	4 MPa		
TEMPERATURA:	80 °C		TEMPERATURA DESCARGA	85 °C		
GRAVEDAD ESPECÍFICA:	0,97		CAPACIDAD DESCARGA	160 L/min		
VISCOSIDAD:	0,00036 Pa s		NPSH REQ	1,6 m		
CORROSIÓN CAUSADA POR:	Sólidos Totales Disueltos		POTENCIA	0,6 kW		
ALTURA	0 m		PESO	2 kg		
NPSH DISP. SIN ALTURA	7,4 m					
CAPACIDAD (L/min)	Min	5	Max	80	Rat	12,2
PRES. SUCCIÓN (kPa)	Min	100	Max	600	Rat	NA
CONDICIONES AMBIENTALES			DIMENSIONES			
TEMPERATURA	15-20 °C		Longitud	0,43 m		
HUMEDAD REL.	80 %		Altura	0,31 m		
PRESIÓN	72 kPa		Ancho	0,25 m		
						

**Tabla 4.17** Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-006.

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 06/11/2016		
		<b>BOMBAS</b>				
<b>CLIENTE:</b>	Ideal Alambrec S.A.	<b>DOC No.</b>		D10-SSEE-008		
<b>PROYECTO</b>	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)					
<b>TAG No</b>		P – 006				
GENERAL			MATERIAL			
SERVICIO:	Transporte de la línea 2-PVC-FO-402		CUBIERTA MOJADA	Acero Inoxidable 304		
TIPO:	Centrífuga		DIAFRAGMA	Nylon		
MANUFACTURA	Pedrollo		CUBIERTA NO MOJADA	Acero Inoxidable 304		
SERIE	CPm610		CORAZA	Acero Inoxidable 304		
			VÁLVULA DE AIRE	NA		
			CÁMARA DE AIRE	NA		
CONDICIONES DE OPERACIÓN			INFORMACIÓN DEL FABRICANTE			
LÍQUIDO:	Diésel		PRESIÓN DESCARGA	4 MPa		
TEMPERATURA:	15 °C		TEMPERATURA DESCARGA	20 °C		
GRAVEDAD ESPECÍFICA:	0,83		CAPACIDAD DESCARGA	160 L/min		
VISCOSIDAD:	0,0014 Pa s		NPSH REQ	1,6 m		
CORROSIÓN CAUSADA POR:	Azufre		POTENCIA	0,6 kW		
ALTURA	0 m		PESO	2 kg		
NPSH DISP. SIN ALTURA	9,1 m					
CAPACIDAD (L/min)	Min	5	Max	80	Rat	0,8
PRES. SUCCIÓN (kPa)	Min	100	Max	600	Rat	NA
CONDICIONES AMBIENTALES			DIMENSIONES			
TEMPERATURA	15-20 °C		Longitud	0,43 m		
HUMEDAD REL.	80 %		Altura	0,31 m		
PRESIÓN	72 kPa		Ancho	0,25 m		
						

**Tabla 4.18** Hoja de especificaciones de la bomba centrífuga P-007

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIONES		FECHA: 06/11/2016		
		BOMBAS				
CLIENTE:	Ideal Alambrec S.A.		DOC No. D10-SSEE-009			
PROYECTO	Planta de Recuperación de Cloruro de Hierro (II)					
TAG No		P – 007				
GENERAL			MATERIAL			
SERVICIO:	Transporte de la línea 2-100HS01-RW-501		CUBIERTA MOJADA	Acero Inoxidable 304		
TIPO:	Centrífuga		DIAFRAGMA	Nylon		
MANUFACTURA	Pedrollo		CUBIERTA NO MOJADA	Acero Inoxidable 304		
SERIE	CPm610		CORAZA	Acero Inoxidable 304		
			VÁLVULA DE AIRE	NA		
			CÁMARA DE AIRE	NA		
CONDICIONES DE OPERACIÓN			INFORMACIÓN DEL FABRICANTE			
LÍQUIDO:	Agua		PRESIÓN DESCARGA	4 MPa		
TEMPERATURA:	15 °C		TEMPERATURA DESCARGA	20 °C		
GRAVEDAD ESPECÍFICA:	1,00		CAPACIDAD DESCARGA	160 L/min		
VISCOSIDAD:	0,001 Pa s		NPSH REQ	1,6 m		
CORROSIÓN CAUSADA POR:	Sólidos Totales Disueltos		POTENCIA	0,6 kW		
ALTURA	0 m		PESO	2 kg		
NPSH DISP. SIN ALTURA	7,2 m					
CAPACIDAD (L/min)	Min	5	Max	80	Rat	0,8
PRES. SUCCIÓN (kPa)	Min	100	Max	600	Rat	NA
CONDICIONES AMBIENTALES			DIMENSIONES			
TEMPERATURA	15-20 °C		Longitud	0,43 m		
HUMEDAD REL.	80 %		Altura	0,31 m		
PRESIÓN	72 kPa		Ancho	0,25 m		
						

## 5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

La rentabilidad económica se cuantifica de acuerdo con los costes de inversión del capital fijo, costos de la planta donde se incluyen la construcción y la adquisición de los equipos para las operaciones unitarias, los costes externos, los costes fijos y variables de producción (Sinnott y Towler, 2012, pp. 292-297).

La inversión inicial toma en cuenta el costo de todos los equipos, la instalación de cada uno de ellos, tuberías y accesorios necesarios para el presente proceso. Los costos de los equipos, accesorios y tuberías son obtenidos de acuerdo al costo unitario por la cantidad necesaria de cada uno para operación de la planta. El costo de instalación de los equipos es un valor desconocido para un proyecto nuevo, sin embargo se puede estimar entre el 20 y 50 % del costo de los equipos (Sinnott y Towler, 2012, p. 321). Para este caso se considera un 50 %.

La Tabla 5.1 detalla los costos iniciales para la adquisición de equipos, tuberías y accesorios necesarios para la construcción de la planta de cloruro de hierro (II). De igual manera detalla el costo de instalación de equipos, tuberías y accesorios para todo el proceso.

**Tabla 5.1** Costos de la inversión inicial del proyecto

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Equipos	171 775,00
Tuberías	557,47
Accesorios	699,00
Instalación	86 515,73
<b>Total</b>	<b>173 031,47</b>

El flujo de efectivo neto que ingresa a la empresa está determinado por el costo de venta del cloruro de hierro (II) y los costos de operación de la planta.

Los costos de operación detallados en la Tabla 5.2 están representados por el costo de diésel necesario para la operación de la planta, el agua a consumir y la electricidad para el funcionamiento de los equipos. De igual manera está

determinado por el salario mensual del operador que labora en la planta el cual consta como el costo administrativo para la operación.

**Tabla 5.2** Costos de operación mensual de la planta.

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Diésel	727,65
Agua	23,44
Electricidad	1 271,04
Salario	384,00
<b>Total</b>	<b>2 406,14</b>

El cloruro de hierro (II) tiene un precio internacional en el mercado de acuerdo a su pureza. Debido a que el producto obtenido dentro de la planta no es totalmente puro, presentando impurezas del proceso de galvanizado, así como de humedad (aproximadamente 10 %), se ha estimado el precio de venta en 440,00 USD por tonelada (Merck, 2016, p. 1).

Por otra parte, se toma en cuenta que ya no se realiza el proceso actual donde se utiliza hidróxido de calcio ( $\text{Ca(OH)}_2$ ) para neutralizar al efluente ácido. De acuerdo a datos internos de la empresa, se han consumido 252 toneladas de  $\text{Ca(OH)}_2$  en el año 2015, por lo que este valor es el representativo para tomar en cuenta que no se va a gastar el dinero en este tratamiento. De acuerdo al mercado, la tonelada de  $\text{Ca(OH)}_2$  cuesta alrededor de 400,00 USD (Shengkai Chemicals, 2016, p. 1). Por lo tanto el costo total gastado en un año por este tratamiento es de 100 838,00 USD. Otros costos de operación de este proceso (compra de otros productos necesarios como floculantes y coagulantes, costos de operación y de mano de obra, costos de insumos necesarios como energía y agua, etc), son despreciables considerando el gran gasto económico que se realiza en la compra de materias primas (Sinnott y Towler, 2012, pp. 294-296).

Para el cálculo del Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR) se debe tomar en cuenta las tasas de interés presentes en la economía ecuatoriana dentro de las entidades financieras. De acuerdo al Banco Central del Ecuador, el

interés para el ahorro dentro de los bancos privados es de 10,19 % anual para actividades empresariales productivas (Banco Central del Ecuador, 2016, p.1). A pesar que estas tasas cambian con el tiempo de acuerdo al comportamiento de la economía de mercado, se utiliza este valor para estimar la rentabilidad del proyecto.

El VAN es un valor que representa las ganancias generadas de un proyecto dentro de un tiempo establecido, a diferencia de haberlo invertido en una entidad financiera para obtener ganancia del interés (Puga, 2011, p. 1).

El tiempo usado para estimar la rentabilidad del proyecto es de 5 años (Sinnott y Towler, 2012, p. 346).

La TIR es un valor que representa el interés ganado por la ejecución de un proyecto. Este valor debe ser superior a la tasa de la entidad financiera para que resulte conveniente la inversión en el presente proceso, siendo los valores más altos de la TIR plantas industriales más rentables (Puga, 2011, p. 2).

La Tabla 5.3 representa el flujo de caja para los primeros 5 años de puesta en marcha del proyecto, de igual manera especifica el VAN y la TIR para el tiempo ya mencionado.

**Tabla 5.3** Flujo de caja para el tiempo del proyecto junto con el respectivo VAN y TIR.

<b>Año</b>	<b>Ingresos (USD)</b>	<b>Egresos (USD)</b>	<b>Flujo Efectivo (USD)</b>
0			-259 547,2
1	118 790,00	28 859,80	89 930,20
2	118 790,00	28 859,80	89 930,20
3	118 790,00	28 859,80	89 930,20
4	118 790,00	28 859,80	89 930,20
5	118 790,00	28 859,80	89 930,20
<b>VAN</b>			<b>77 989,50</b>
<b>TIR</b>			<b>22 %</b>

Como se puede observar en la Tabla 5.3, el proyecto es rentable tomando en cuenta que el tratamiento actual solo es un costo para la empresa.



En el año 0, se puede observar el valor de la inversión inicial que corresponde a 259 547,20 USD, valor necesario para la construcción de la planta para el presente trabajo. Este valor es obtenido de acuerdo a los costos actuales del mercado, sin embargo se debe tomar en cuenta que este es el valor que tiene mayor incertidumbre dentro del análisis económico, ya que los valores en el mercado para la adquisición de bienes fluctúan continuamente.

De igual manera, la inversión inicial siempre tiene costos añadidos que no son tomados en cuenta en el momento del análisis inicial, ya que se producen por eventos fuera de control imposibles de prever (Sinnott y Towler, 2012, p. 321).

A partir del año 1 hasta el año 5, ya se tienen ingresos con un valor de 118 790,00 USD, los cuales corresponden a ventas del cloruro de hierro (II), así como el valor ahorrado para la empresa por no aplicar el tratamiento actual que representa un costo de operación.

Los egresos de los años de operación corresponden a los costos de operación, los cuales están representados por los costos de insumos necesarios al proceso, así como por costos administrativos. Este valor es de 28 859,80 USD.

De esta manera se puede estimar ganancias cada año en 89 930,00 USD, valor que corresponde a la resta de los ingresos menos los egresos cada año. Con este valor y el de la inversión inicial se puede determinar el VAN y la TIR para el presente proyecto.

El VAN tiene un valor de 77 989,5 USD, lo que corresponde a las ganancias totales dentro de 5 años por la puesta en marcha del proceso del presente trabajo, mientras que la TIR tiene un valor de 22 %, el cual supera los 10,54 % del Banco Central, por lo que se concluye que es conveniente ejecutar el presente proyecto en lugar de usar el dinero de los costos iniciales para inversión en las entidades financieras del país.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Acesco. (2000). *Manual técnico del acero galvanizado*. Recuperado de <http://www.acesco.com/downloads/manual/M-Galvanizado.pdf> (Septiembre, 2016).
2. American Society of Mechanical Engineers. (2006). *Asme Steam Tables*. (1st edition). New York. Compact Edition.
3. American Society of Mechanical Engineers. (2007). *Asme B31.1 Power Piping*. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/code/ibr/asme.b31.1.2007.pdf> (Septiembre, 2016).
4. Ararat, Ramírez, (2007). *Diseño para un sistema de cristalización y obtención de sal*. Recuperado de <http://www.ilustrados.com/documentos/disenosistema--obtencion-cristalizacion-190707.pdf> (Septiembre, 2016)
5. ATTSU Térmica S.A. (2016). *Caldera de Vapor RL*. Recuperado de <http://pdf.directindustry.es/pdf/attsu-termica-sl/caldera-vapor-rl/37754-313045.html> (Octubre, 2016).
6. ATTSU Térmica S.A. (2016). *Economizador Eficiencia Energética*. Recuperado de <http://pdf.directindustry.es/pdf/attsu-termica-sl/economizador-eficiencia-energetica/37754-313069.html> (Septiembre 2016).
7. Autodesk. (2016). *AUTOCAD PLANT 3D 2016*. Mill Valley, CA. United States of America.
8. Banco Central del Ecuador (2016). *Comercio Exterior, Importaciones y Exportaciones*. Recuperado de <http://sinagap.agricultura.gob.ec/importaciones-y-exportaciones-bce> (Julio, 2016)
9. Banco Central del Ecuador. (2016). *Tasas de Interés*. Recuperado de <https://contenido.bce.fin.ec/docs.php?path=/documentos/Estadisticas/SectorMonFin/TasasInteres/Indice.htm> (Noviembre, 2016).

10. Baquero, Fernández, Verdejo, Lorca, (2008). *Tratamiento de Aguas Ácidas. Prevención y Reducción de la Contaminación*. Recuperado de [http://www.ehu.eus/sem/macla\\_pdf/macla10/Macla1044.pdf](http://www.ehu.eus/sem/macla_pdf/macla10/Macla1044.pdf) (Julio, 2016)
11. Cámara de Industriales y Producción, (2017). *Afiliación*. Recuperado de <http://www.cip.org.ec/afiliese/> (Enero, 2017).
12. Casas, Sabaté, Casas, Lopéz. (2008). *La evaporación, una tecnología para la reducción de residuos y reutilización del agua*. Recuperado de [http://www.cgdepur.it/documenti\\_spa/admin/mdb/documenti/179\\_ART%C3%8DCULO\\_REVISTA\\_TECNOLOGC38DA\\_AGUA.pdf](http://www.cgdepur.it/documenti_spa/admin/mdb/documenti/179_ART%C3%8DCULO_REVISTA_TECNOLOGC38DA_AGUA.pdf) (Julio, 2016).
13. Castillo. (2012). *Cristalización*. Recuperado de [http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/yoanacastillo/materias/ope\\_4/cristalizacion.pdf](http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/yoanacastillo/materias/ope_4/cristalizacion.pdf) (Septiembre 2016)
14. Cengel, Boles. (2009). *Termodinámica*. (6ta edición). Ciudad de México. McGraw Hill.
15. Chemstations. (2016). *Chemcad*, Houston TX. United States of America.
16. Conduit Kubiec. (2016). *Tuberías de acero inoxidable, Sch 40*. Recuperado de [http://www.kubiec.com/index.php?option=com\\_k2&view=item&layout=item&id=75&Itemid=313#sch-40](http://www.kubiec.com/index.php?option=com_k2&view=item&layout=item&id=75&Itemid=313#sch-40) (Octubre, 2016).
17. Crane. (1997). *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. (1ra edición). Ciudad de México. McGraw Hill.
18. Cullivan. (2014). *Sistema de Recuperación de Evaporación para eliminar descargas industriales del Decapado*. Recuperado de [http://www.betacontrol.com/sites/default/files/uploads/file/HCl\\_literature/Utilizando%20el%20Sistema%20de%20Recuperaci%F3n%20de%20Evaporaci%F3n.pdf](http://www.betacontrol.com/sites/default/files/uploads/file/HCl_literature/Utilizando%20el%20Sistema%20de%20Recuperaci%F3n%20de%20Evaporaci%F3n.pdf) (Julio, 2016)

19. Denair Compressor. (2016). *High Pressure Screw Air Compressor*. Recuperado de <http://www.denairgroup.net/productDetail.php?sid=55&path=1&kname=High%20Pressure%20Air%20Compressor&id=54> (Octubre, 2016).
20. EMMAPQ. (2015) *Informe de rendición de cuentas 2015*. Recuperado de [http://www.aguaquito.gob.ec/sites/default/files/documentos/triptico\\_rendicion\\_de\\_cuentas\\_hojas.pdf](http://www.aguaquito.gob.ec/sites/default/files/documentos/triptico_rendicion_de_cuentas_hojas.pdf) (Noviembre, 2016).
21. Empresa Eléctrica Quito. (2014). *Pliego tarifario*. Recuperado de <http://www.eeq.com.ec:8080/documents/10180/143788/PLIEGO+TARIFARIO+MARZO+2014/784c96b6-94e4-49a0-b505-8b78638d9687> (Noviembre, 2016).
22. Federación Ecuatoriana de Industriales del Metal. (2017). *Socios*. Recuperado de <http://www.fedimetal.com.ec/index.php/socios> (Enero, 2017)
23. Fernández, Letón, Rosal, Dorado, Villar, Sanz. (2006). *Tratamientos avanzados de aguas industriales*. Recuperado de [https://www.madrimasd.org/informacionidi/biblioteca/publicacion/doc/VT/VT2\\_Tratamientos\\_avanzados\\_de\\_aguas\\_residuales\\_industriales.pdf](https://www.madrimasd.org/informacionidi/biblioteca/publicacion/doc/VT/VT2_Tratamientos_avanzados_de_aguas_residuales_industriales.pdf) (Octubre, 2016)
24. Gaiker. (2007). *Reciclado de Materiales, Perspectivas, Tecnologías y Oportunidades*. Recuperado de [http://www.bizkaia21.eus/fitxategiak/09/bizkaia21/Territorio\\_Sostenible/dokumentuak/20100902123356112\\_Informe\\_Reciclaje.pdf](http://www.bizkaia21.eus/fitxategiak/09/bizkaia21/Territorio_Sostenible/dokumentuak/20100902123356112_Informe_Reciclaje.pdf) (Julio, 2016)
25. García C., García M., Vaca M., (2013). Encapsulamiento de lodos de plantas de tratamientos residuales. Recuperado de <http://www.scielo.org.co/pdf/tecn/v17n38/v17n38a03.pdf> (Julio, 2016)

26. González. (2010). Propiedades Coligativas. Elevación del punto de ebullición de un líquido en presencia de un soluto no volátil. Recuperado de [http://www.radiodent.cl/quimica/propiedades\\_coligativas\\_de\\_soluciones.pdf](http://www.radiodent.cl/quimica/propiedades_coligativas_de_soluciones.pdf) (Abril, 2016)
27. Holman. (1998). *Transferencia de Calor*. (8va edición). Madrid. McGraw Hill.
28. Ibañez, (2015). *Recuperación de hierro y ácido clorhídrico de medios decapantes agotados*. Recuperado de <http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/4513/1/T-UCE-0017-112.pdf> (Septiembre, 2016)
29. Ibarra, Núñez, Huerta. (2010). *Manual del acero inoxidable*. Recuperado de <http://www.indura.cl/Descargar/Manual%20de%20Aceros%20Inoxidables?path=%2Fcontent%2Fstorage%2Fcl%2Fbiblioteca%2Fd7a1a8fe99fe4b6a9fbed6412df7e93c.pdf> (Octubre, 2016).
30. Ideal Alambrec Bekaert S.A. (2017). *Ideal Alambrec Bekaert S.A. en resumen*. Recuperado de <http://idealalambrec.bekaert.com/es-MX/la-compania/bekaert-en-resumen> (Enero, 2017)
31. Incropera, DeWitt, Bergman, Lavine. (2011). *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*. (7th edition). Jefferson City, John Wiley and Sons Inc.
32. International Standard ISO. (2008). *Graphical Symbols for Diagrams*. Recuperado de <https://www.iso.org/obp/ui/#iso:std:iso:14617:-5:ed-1:v2:en> (Septiembre, 2016)
33. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social IESS. (2016). *Salario Básico para el 2016*. Recuperado de <http://www.ecuadorlegalonline.com/laboral/salario-basico-2016/> (Noviembre, 2016).
34. Kennedy. (1993). *Oil and Gas Pipeline Fundamentals*. (2nd edition). Tulsa Oklahoma. Pennwell Books.

35. KLM Technology Group. (2011). *Process Flow Diagram (Project Standards and Specifications)*. Recuperado de [http://www.kolmetz.com/pdf/ess/PROJECT\\_STANDARDS\\_AND\\_SPECIFICATIONS\\_process\\_flow\\_diagram\\_Rev1.2.pdf](http://www.kolmetz.com/pdf/ess/PROJECT_STANDARDS_AND_SPECIFICATIONS_process_flow_diagram_Rev1.2.pdf) (Octubre, 2016).
36. Lozano. (2012). *Diseño de plantas de tratamientos residuales*. Recuperado de [http://datateca.unad.edu.co/contenidos/358039/Modulo\\_verson\\_julio\\_2013.pdf](http://datateca.unad.edu.co/contenidos/358039/Modulo_verson_julio_2013.pdf) (Septiembre, 2016).
37. Martínez. (1992). *Termodinámica Básica y Aplicada*. (1ra edición). Madrid, Dossat SA.
38. McCabe, Smith, Harriot. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. (7ma edición). México D.F. McGraw Hill.
39. Merck. (2016). *Iron (II) chloride hydrate*. Recuperado de [http://www.merckmillipore.com/INTL/en/product/Iron%28II%29-chloride-hexahydrate,MDA\\_CHEM-103943?ReferrerURL=https%3A%2F%2F](http://www.merckmillipore.com/INTL/en/product/Iron%28II%29-chloride-hexahydrate,MDA_CHEM-103943?ReferrerURL=https%3A%2F%2F) (Noviembre, 2016).
40. Meza. (2014). *Diseño de una planta para la obtención de carbón activado a partir de neumáticos de automóvil fuera de uso*. (Proyecto previo a la obtención del título de ingeniero químico) Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
41. Mills. (1999). *Transferencia de Calor*. (2da edición). Santa Fe de Bogotá. McGraw Hill
42. Ministerio del Ambiente del Ecuador, (2013). *Estudio de potenciales impactos ambientales y vulnerabilidades*. Recuperado de <http://www.ambiente.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2013/03/PART4.pdf> (Julio, 2016).
43. Novacero. (2016). *Tanques de acero*. Recuperado de <http://www.novacero.com/catalogo-productos/agroindustria/tanques.html> (Octubre, 2016)

44. Hidalgo A. (2010). *Desalación del agua de mar*. Recuperado de [http://www.um.es/aulasenor/saavedrafajardo/apuntes/doc/desalacion\\_aguas.pdf](http://www.um.es/aulasenor/saavedrafajardo/apuntes/doc/desalacion_aguas.pdf) (Noviembre, 2016)
45. Okawara MFG. (2016). *High Speed Cyclo Flow Vacuum Evaporator Flash Evapo*. Recuperado de [http://www.okawara-mfg.com/eng/mfg/product/flash\\_evapo.html](http://www.okawara-mfg.com/eng/mfg/product/flash_evapo.html) (Octubre, 2016).
46. Orellana J. (2005). *Tratamiento de Aguas*. Recuperado de [https://www.frro.utn.edu.ar/repositorio/catedras/civil/ing\\_sanitaria/Ingenieria\\_Sanitaria\\_A4\\_Capitulo\\_06\\_Tratamiento\\_de\\_Aguas.pdf](https://www.frro.utn.edu.ar/repositorio/catedras/civil/ing_sanitaria/Ingenieria_Sanitaria_A4_Capitulo_06_Tratamiento_de_Aguas.pdf) (Julio, 2016)
47. Perez, Renedo. (2016). *Mecánica de Fluidos y Máquinas Hidráulicas, Flujo de fluidos en Tuberías*. Recuperado de <http://ocw.unican.es/enseñanzas-tecnicas/mecanica-de-fluidos-y-maquinas-hidraulicas/materiales/T06.pdf> (Diciembre, 2016)
48. Pedrollo. (2016). *Bomba autocebante PluriJet*. Recuperado de <http://pedrollo.com.ec/producto/plurijet/> (Octubre, 2016)
49. Pedrollo. (2016). *Bombas Centrífugas*. Recuperado de <http://pedrollo.com.ec/categoria-producto/centrifugas/> (Octubre, 2016).
50. Perry, Green, Maloncy. (1994). *Manual del Ingeniero Químico, Volúmen I*. (7ma edición). Madrid, McGraw Hill.
51. Petroecuador EP. (2016) *Precios de venta en los terminales de combustibles*. Recuperado de [http://eppintranet.eppetroecuador.ec/idc/groups/public/documents/peh\\_docsusogeneral/002220~124.pdf](http://eppintranet.eppetroecuador.ec/idc/groups/public/documents/peh_docsusogeneral/002220~124.pdf) (Noviembre, 2016)
52. Plastigama. (2016). *Tuberías y Accesorios de PVC y PE*. Recuperado de [http://sitio.plastigama.com/images/hojasTecnicas/Tuberias\\_y\\_accesorios\\_PVC.pdf](http://sitio.plastigama.com/images/hojasTecnicas/Tuberias_y_accesorios_PVC.pdf) (Octubre, 2016).

53. Puga. (2011). *VAN y TIR*. Recuperado de <http://www.mpuga.com/docencia/Fundamentos%20de%20Finanzas/Van%20y%20Tir%202011.pdf> (Noviembre, 2016)
54. Secretaría del Ambiente, (2016). *Monitoreo de la calidad del aire, estación los Chillos*. Recuperado de <http://www.quitoambiente.gob.ec/ambiente/index.php/los-chillos> (Septiembre, 2016).
55. Shengkai Chemicals Corporated. *Catalog of products*. Recuperado de [http://www.shengkaichem.com/template/products\\_en.html](http://www.shengkaichem.com/template/products_en.html) (Noviembre, 2016).
56. Sinnott, Towler. (2012). *Diseño en ingeniería química*. (5ta edición), Barcelona, Reverté.
57. Smith, Corripio. (1991). *Control automático de procesos*. (2da edición). Ciudad de México, McGraw Hill
58. Streeter, Wylie y Bedford. (2000). *Mecánica de Fluidos*. (9na edición). Bogota. McGraw Hill.
59. Tchobannoglous, Thein, Vigil. (1994). *Gestión Integral de Residuos Sólidos*. (2da edición) Madrid. McGraw Hill.
60. Whitesides. (2012). *Understanding Net Positive Suction Head*. Recuperado de <http://www.pdhonline.com/courses/m124/npsh.pdf> (Octubre, 2016).
61. Woodward. (2000). *Técnicas de control de materia particulada fina proveniente de fuentes estacionarias, documento de control para la EPA*. Recuperado de <https://www3.epa.gov/ttnca1/cica/files/pmcontech2.pdf> (Septiembre, 2016).



## **ANEXOS**

## ANEXO I

### TABULACIÓN DE DATOS

En las Tablas AI.1 y AI.2 se muestran los datos provistos por la empresa Ideal Alambrec Bekaert S.A. para los últimos 15 días de operación del mes de agosto de 2016.

Cabe mencionar, que datos anteriores o subsiguientes fueron observados, mismos que no difieren de los datos utilizados en mayor medida de los que se utilizan a continuación en las tablas del presente anexo.

#### **AI.1 FLUJO DE EFLUENTE ÁCIDO PROVENIENTE DE LA PISCINA DE GALVANIZADO**

El flujo de efluente ácido proveniente de las piscinas de galvanizado es un valor constante de operación en la actualidad dentro de la empresa, puede variar necesidades de producción de acuerdo al día, mas no varía significativamente.

La Tabla AI.1 detalla los flujos medidos del 16 al 31 de Agosto del año 2016, mismos que son medidos de acuerdo a los consumos de ácido clorhídrico que tiene la empresa y a los volúmenes de operación que tiene la piscina de galvanizado.

**Tabla AI.1** Tabulación de datos del flujo de efluente ácido de alimentación al proceso.

Fecha	Valor (L/día)
16-Ago-16	1 005
17-Ago-16	1 010
18-Ago-16	990
19-Ago-16	998
20-Ago-16	995
21-Ago-16	1 001
22-Ago-16	1 000
23-Ago-16	996
24-Ago-16	1 004

**Tabla AI.1** Tabulación de datos del flujo de efluente ácido de alimentación al proceso (continuación...)

Fecha	Valor (L/día)
25-Ago-16	1 005
26-Ago-16	1 001
27-Ago-16	1 005
28-Ago-16	1 005
29-Ago-16	990
30-Ago-16	995
31-Ago-16	998
Promedio	999,88
Desviación estándar	5,54

De acuerdo a la Tabla AI.1, el valor que se utilizó para el cálculo de balance de masa es de 999,88 L/día, lo cual por razones prácticas y de ingeniería se aproxima a 1000 L/día, igual a  $1 \text{ m}^3/\text{día}$ .

La desviación estándar de este valor con respecto a los datos experimentales medidos es de 5,54 L, igual a  $0,00554 \text{ m}^3$ , valor que resulta insignificante para  $1,00 \text{ m}^3/\text{día}$  que va a ser utilizado.

## **AI.2 CONCENTRACIÓN DE FE (II) EN EL EFLUENTE ÁCIDO PROVENIENTE DE LA PISCINA DE GALVANIZADO**

La determinación de la concentración de cloruro ferroso dentro del efluente utilizado se realiza por medio del método Zimmermann-Reinhard.

Este método es una técnica volumétrica empleada para determinación la concentración de Fe (II) en una muestra.

Para realizar esta valoración se toma muestras del ácido usado del proceso de galvanizado, se añadirá una cantidad suficiente de reactivo Zimmermann-Reinhard y se valorará con permanganato de potasio hasta obtener un punto de viraje que da la valoración final. Con cálculos estequiométricos se determinará la concentración de Fe (II) y con la misma la concentración de cloruro ferroso. (Ibañez, 2015, p.37)

La Tabla AI.2 detalla las concentraciones obtenidas del ión hierro (II) en el efluente ácido obtenido entre el 16 y 31 de Agosto de 2016, el cual fue determinado usando el método Zimmerman.

**Tabla AI.2** Tabulación de datos de la concentración de Fe (II) en el efluente ácido de alimentación al proceso.

Fecha	Valor (g Fe(II)/l)
16-Ago-16	50
17-Ago-16	55
18-Ago-16	49
19-Ago-16	48
20-Ago-16	45
21-Ago-16	50
22-Ago-16	48
23-Ago-16	48
24-Ago-16	55
25-Ago-16	60
26-Ago-16	55
27-Ago-16	45
28-Ago-16	45
29-Ago-16	49
30-Ago-16	45
31-Ago-16	49
Promedio	49,75
Desviación estándar	4,25

De acuerdo a la Tabla AI.2, la concentración de Fe(II) que fue utilizada para el cálculo de balance de masa es de 49,75 g Fe(II) /L, lo cual por razones prácticas y de ingeniería se aproxima a 50 g Fe(II) /L. La desviación estándar de este valor con respecto a los datos experimentales medidos es de 4,25 g Fe(II) /L, el cual no es significativo para el valor que va a ser utilizado.

Para el cálculo del balance de masa, es necesario tener la concentración expresada en g FeCl<sub>2</sub>, ya que ésta es la sal que está presente en el efluente.

Debido a que el método Zimmerman calcula solo la concentración de los metales (Ibañez, 2015, pp. 35-37), es la razón para que los datos provistos por la empresa estén expresados de la manera observada en la Tabla AI.2.

La Tabla AI.3 muestra los pesos moleculares necesarios para obtener la concentración de cloruro de hierro (II) a partir del valor conocido de la concentración de hierro (II) en el efluente ácido.

**Tabla AI.3** Pesos moleculares para el cálculo de la concentración de cloruro de hierro (II) en el efluente ácido de alimentación.

Compuesto	Peso Molecular (UMA)
FeCl <sub>2</sub>	126,75
Fe	55,75

(Perry et al., 1994, pp. 2-26, 2-27)

$$C_E = 50 \frac{g Fe(II)}{l} \times \frac{1 mol Fe}{55,75 g} \times \frac{1 mol FeCl_2}{1 mol Fe} \times \frac{126,75 g FeCl_2}{1 mol FeCl_2} \quad (AI.1)$$

$$C_E = 113,67 \frac{g FeCl_2}{l}$$

El dato de 113,67 g de cloruro de hierro (II) por litro es aquel que se utilizará para el cálculo del balance de masa que esta detallado en el Anexo II. Esta concentración es un valor lo suficientemente alto para hacer la recuperación propuesta en el presente proyecto, sin embargo no es suficiente para poder utilizar al mismo efluente como coagulante para el tratamiento de aguas residuales (Cullivan, 2014, p. 1).

### **AI.3 TEMPERATURA DE EBULLICIÓN DEL EFLUENTE ÁCIDO PROVENIENTE DE LA PISCINA DE GALVANIZADO**

La temperatura de ebullición se determinó con el efluente ácido usado, donde las muestras son sometidas a calentamiento hasta su punto de ebullición.

Una vez en su punto de ebullición, se determina la temperatura o el rango de temperaturas donde se da el cambio de estado de agregación con la ayuda de un termómetro (Incropera, DeWitt, Bergman y Lavine, 2011, pp. 654, 655). Estos ensayos ha permitido determinar una de las propiedades coligativas que presenta el efluente ácido, donde la temperatura de ebullición aumenta por la presencia de

un soluto, de esta manera se define el aumento del punto de ebullición (González, 2010, pp. 5 - 7).

La Tabla AI.4 detalla las temperaturas de ebullición observadas para las muestras de efluente ácido usado entre el 16 al 31 de Agosto de 2016.

**Tabla AI.4** Tabulación de datos de la temperatura de ebullición del efluente ácido de alimentación a la evaporación.

Fecha	Valor (°C)
16-Ago-16	108
17-Ago-16	110
18-Ago-16	112
19-Ago-16	110
20-Ago-16	105
21-Ago-16	115
22-Ago-16	110
23-Ago-16	111
24-Ago-16	110
25-Ago-16	108
26-Ago-16	110
27-Ago-16	108
28-Ago-16	115
29-Ago-16	110
30-Ago-16	105
31-Ago-16	108
Promedio	109,69
Desviación estándar	2,73

(Ideal Alambrec Bekaert S.A., 2016, p.3)

Los datos observados en la Tabla AI.4 corresponden a la temperatura de ebullición medida a todos los efluentes ácidos producidos dentro de la empresa Ideal Alambrec Bekaert S.A.

El proceso de galvanización de acero comprende dos procesos importantes, la galvanización y el decapado (Cullivan, 2014, p. 1). Para el presente proyecto la alimentación al proceso solo es de la piscina de galvanizado, sin embargo, como es

explicado en el Anexo II, se realiza una recirculación con el fin de aumentar la concentración de cloruro de hierro (II) en el flujo previo a la evaporación.

Por esta razón, la temperatura de ebullición ha sido medida en la mezcla de los efluentes ácidos de decapado y galvanizado, ya que la concentración de cloruro de hierro (II) en la misma es mayor, concentración cercana a la que posee el flujo en el proceso antes de la evaporación.

La concentración de la mezcla de las piscinas de galvanizado y decapado se aproxima a los 120 g Fe(II) / L (Ideal Alambrec Bekaert S.A., 2016). No se realizará tratamiento de datos para esta concentración ya que por el momento no es un parámetro relevante para el proceso, pero ha sido tomada en caso de que en el futuro, el proceso pueda ser ampliado para el tratamiento de efluentes ácidos de decapado también.

De acuerdo a la Tabla AI.4, la temperatura de ebullición a ser tomada en cuenta para el cálculo del balance de energía es 109,68 °C., lo cual por razones prácticas y de ingeniería se aproxima a 110 °C.

La desviación estándar de este valor con respecto a los datos experimentales medidos es de 2,73 °C, el cual no es significativo desde el punto de vista del diseño para la operación unitaria de la evaporación.

## ANEXO II

### BALANCE DE MASA

Los balances de masa toman en cuenta los siguientes datos de operación y diseño detallados en las Tablas AII.1 y AII.2.

**Tabla AII.1** Parámetros de operación y diseño para el cálculo del balance de masa.

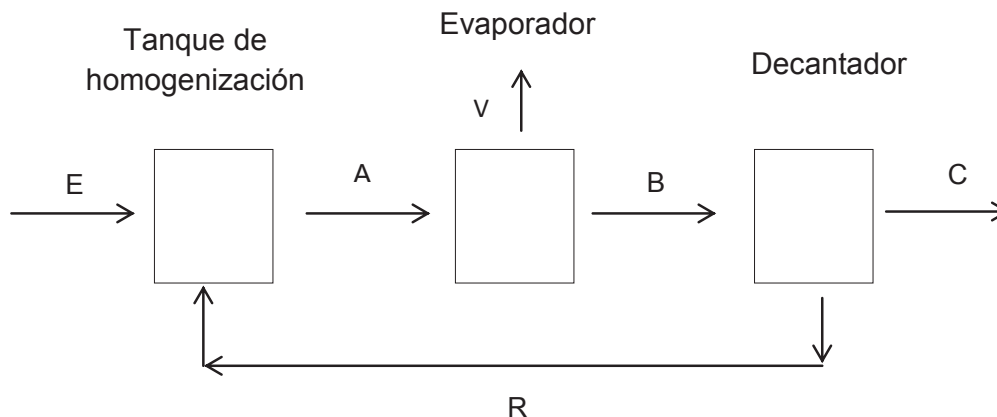
Flujo volumétrico de entrada	1 m <sup>3</sup> / día
Densidad del flujo volumétrico de entrada	1 100 kg / m <sup>3</sup>
Factor de sobredimensionamiento	10 %

**Tabla AII.2** Concentraciones de FeCl<sub>2</sub> en las diferentes corrientes especificadas para el cálculo del balance de masa.

Concentración de Fe (II) en el flujo volumétrico de entrada	113,67 g FeCl <sub>2</sub> / L
Concentración de Fe (II) en la corriente de recirculación	68,5 g FeCl <sub>2</sub> / 100 mL H <sub>2</sub> O
Concentración de Fe (II) en la corriente de salida de la evaporación	105,7 g FeCl <sub>2</sub> / 100 mL H <sub>2</sub> O

(Perry et al., 1994, pp. 2-26, 2-27)

El diagrama de bloques que explica el movimiento de las corrientes principales se visualiza en la Figura AII.1.

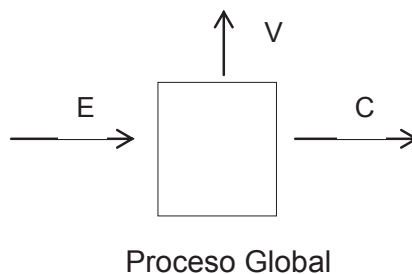


**Figura AII.1** Diagrama de bloques de las corrientes principales del sistema.



## AII.1 BALANCE DE MASA GLOBAL

En primer lugar se realiza un balance de masa global de todo el sistema como se puede observar en la Figura AII.2.



**Figura AII.2** Corrientes de entrada y salida del proceso global.

La corriente E es un dato conocido para la operación que tiene los siguientes valores.

$$V_E = 1 \frac{m^3}{día}$$

Para cambiar a flujo másico la corriente E, se usa la densidad conocida de la misma. De igual manera ya se adiciona el factor de sobredimensionamiento que regirá para todo el balance de masa.

$$m_E = 1 \frac{m^3}{día} \times 1100 \frac{kg}{m^3} \times 1,1 = 1210 \frac{kg}{día} \quad (AII.1)$$

Con el valor de la concentración de cloruro de hierro (II), se procede a calcular la composición de la corriente por medio de las Ecuaciones AII.2, AII.3, AII.4 y AII.5.

$$x_{FeCl_2}^E = \frac{113,67 \frac{g}{l} FeCl_2 \times \frac{1 kg}{1000 g}}{113,67 \frac{g}{l} FeCl_2 \times \frac{1 kg}{1000 g} + 1,1 \frac{kg}{l}} \quad (AII.2)$$

$$x_{FeCl_2}^E = 0,09$$

$$x_{H_2O}^E = 1 - x_{FeCl_2}^E \quad (AII.3)$$

$$x_{H_2O}^E = 0,91$$

$$m_{FeCl_2}^E = m_E \times x_{FeCl_2}^E \quad (AII.4)$$

$$mE_{FeCl_2} = 1\,210 \frac{kg}{día} \times 0,09$$

$$mE_{FeCl_2} = 113,33 \frac{kg}{día}$$

$$mE_{H_2O} = m_E \times xE_{H_2O} \quad (AII.5)$$

$$mE_{H_2O} = 1\,210 \frac{kg}{día} \times 0,91$$

$$mE_{H_2O} = 1\,096,67 \frac{kg}{día}$$

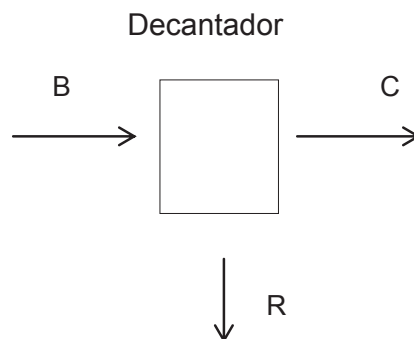
La misma cantidad de agua y cloruro de hierro (II) que entran a la planta por día, salen en otras corrientes debido a que no se contempla acumulación de materia dentro del sistema. Esto quiere decir que la corriente C de salida es el cloruro de hierro (II) sólido después de haber sido separado del agua, que sale en la corriente V en forma gaseosa.

$$m_C = mE_{FeCl_2} = 113,33 \frac{kg}{día} \quad (AII.6)$$

$$m_V = mE_{H_2O} = 1\,096,67 \frac{kg}{día} \quad (AII.7)$$

## AII.2 BALANCE DE MASA DEL DECANTADOR

Se toma de sistema a la operación unitaria del decantador para iniciar el cálculo de las corrientes internas del proceso.



**Figura AII.3** Corrientes de entrada y salida de la decantación.

Para el balance de masa de la decantación, es necesario conocer las concentraciones de cloruro de hierro (II) de las diferentes corrientes que participan en este sistema.

Estas concentraciones están dadas por la Tabla AII.3 para cada una de las corrientes que intervienen en el balance de masa del decantador.

**Tabla AII.3** Concentraciones de FeCl<sub>2</sub> en las corrientes B y R.

Concentración de Fe (II) en R	68,5 g FeCl <sub>2</sub> / 100 ml H <sub>2</sub> O
Concentración de Fe (II) en B	105,7 g FeCl <sub>2</sub> / 100 ml H <sub>2</sub> O

(Perry et al., 1994, pp. 2-26, 2-27)

La concentración de la corriente B es aquella de saturación del cloruro de hierro (II) para la temperatura de evaporación a la que funciona el evaporador, debido a que después de la evaporación la corriente sale a altas temperaturas por lo que la solubilidad del cloruro de hierro (II) es alta.

Por otra parte los valores de temperatura, evaporación y flujo de B son explicados más a detalle en el Anexo III correspondiente al balance de energía del mismo.

La concentración de la corriente R es aquella de saturación del cloruro de hierro (II) para la temperatura ambiental, debido a que en la decantación la corriente que viene caliente de la evaporación es enfriada hasta la temperatura ambiental, lo que permite la precipitación de la sal que está en exceso gracias a que la saturación a temperatura de la evaporación es mayor.

Se transforman las concentraciones expresadas en g de cloruro de hierro (II) por cada 100 mL de agua que son dadas por Perry a fracción másica para realizar el balance de masa. La Tabla AII.4 especifica las densidades de las corrientes, las cuales son necesarias para realizar dicha conversión de la concentración.

**Tabla AII.4** Densidades de las corrientes B y R.

Densidad de R	1 380 kg / m <sup>3</sup>
Densidad de B	1 488 kg / m <sup>3</sup>

(CHEMCAD, 2016)

Usando las Ecuaciones AII.8, AII.9, AII.10 y AII.11 se pueden calcular las concentraciones en fracciones másicas necesarias para el balance de masa.

$$xR_{FeCl_2} = \frac{68,5 \frac{g}{100 mL} FeCl_2 \times \frac{1000 mL}{1 L} \times \frac{1 kg}{1000 g}}{68,5 \frac{g}{100 mL} FeCl_2 \times \frac{1000 mL}{1 L} \times \frac{1 kg}{1000 g} + 1,38 \frac{kg}{L}} \quad (AII.8)$$

$$xR_{FeCl_2} = 0,33$$

$$xR_{H_2O} = 1 - xR_{FeCl_2} \quad (AII.9)$$

$$xR_{H_2O} = 0,67$$

$$xB_{FeCl_2} = \frac{105,7 \frac{g}{100 mL} FeCl_2 \times \frac{1000 mL}{1 l} \times \frac{1 kg}{1000 g}}{105,7 \frac{g}{100 mL} FeCl_2 \times \frac{1000 mL}{1 L} \times \frac{1 kg}{1000 g} + 1,488 \frac{kg}{L}} \quad (AII.10)$$

$$xB_{FeCl_2} = 0,42$$

$$xB_{H_2O} = 1 - xB_{FeCl_2} \quad (AII.11)$$

$$xB_{H_2O} = 0,58$$

Con estas fracciones másicas, se plantean las Ecuaciones AII.12 y AII.13 para resolver el sistema.

$$m_B \times xB_{H_2O} = m_R \times xR_{H_2O} \quad (AII.12)$$

$$m_B \times xB_{FeCl_2} = m_R \times xR_{FeCl_2} + m_C \quad (AII.13)$$

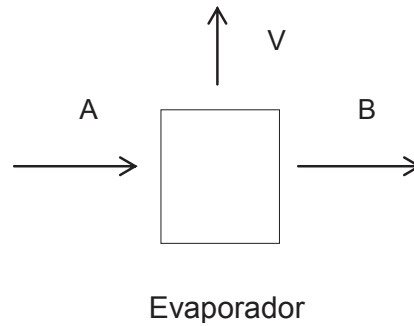
Se tienen dos ecuaciones con dos incógnitas que son los flujos másicos de B y R, resolviendo el sistema se obtienen los valores de B y R respectivamente.

$$m_R = 792,57 \frac{kg}{día}$$

$$m_B = 905,90 \frac{kg}{día}$$

### AII.3 BALANCE DE MASA DEL EVAPORADOR

Se toma de sistema a la operación unitaria de la evaporación como se observa en la Figura AII.4, para continuar con el cálculo de las corrientes internas del proceso



**Figura AII.4** Corrientes de entrada y salida de la evaporación.

Del balance de masa global ya se conoce la corriente  $V$ , que pertenece al agua en estado gaseoso que sale del sistema producto de la evaporación de la misma.

Por otra parte, del balance de masa de la decantación ya se conoce el valor y la composición de la corriente  $B$ , por lo tanto la única corriente desconocida para el balance de la evaporación es la corriente  $A$  que se emplea en la Ecuación AII.14.

$$m_A = m_B + m_V \quad (\text{AII.14})$$

$$m_A = 905,9 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 1\,096,67 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$m_A = 2\,002,57 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

El cloruro de hierro (II) que ingresa por la corriente  $A$  es el mismo que sale por la corriente  $B$ , debido a que éste no puede ser evaporado dentro de la operación. Por lo tanto para calcular la composición de  $A$  se plantea la Ecuación AII.15 y AII.16.

$$m_A \times x_{A_{\text{FeCl}_2}} = m_B \times x_{B_{\text{FeCl}_2}} \quad (\text{AII.15})$$

$$x_{A_{\text{FeCl}_2}} = \frac{m_B \times x_{B_{\text{FeCl}_2}}}{m_A}$$

$$x_{A_{\text{FeCl}_2}} = \frac{905,9 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times 0,42}{2\,002,57 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}$$

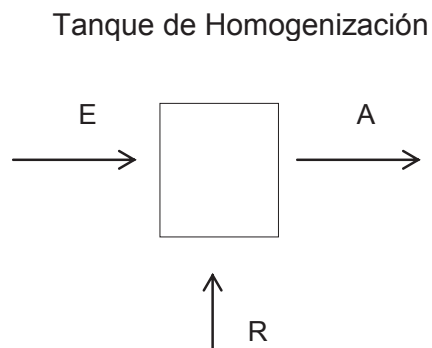
$$x_{A_{\text{FeCl}_2}} = 0,19$$

$$x_{A_{\text{H}_2\text{O}}} = 1 - x_{A_{\text{FeCl}_2}} \quad (\text{AII.16})$$

$$x_{B_{\text{H}_2\text{O}}} = 0,81$$

## AII.4 BALANCE DE MASA DEL TANQUE DE HOMOGENIZACIÓN

Se toma al equipo del tanque de homogenización para continuar con el balance de masa como se puede observar en la Figura AII.5.



**Figura AII.5** Corrientes de entrada y salida del tanque de homogenización.

Para el sistema del tanque de homogenización, todas las corrientes son conocidas debido a que fueron calculadas en los balances de masa anteriormente explicados. Este balance de masa sirve para verificar si los balances antes calculados fueron hechos correctamente que se aplica en la Ecuación AII.17.

$$m_A = m_E + m_R \quad (\text{AII.17})$$

$$m_A = 1\,210 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 792,57 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$m_A = 2\,002,57 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

## ANEXO III

### BALANCE DE ENERGÍA

Los balances de energía están divididos para cada equipo que opera dentro del proceso. En el balance de energía se toma en cuenta corrientes que no constan en el balance de masa, debido a que son corrientes secundarias del proceso que proveen la energía necesaria para el mismo, y por lo tanto están asociadas inherente al balance de energía.

#### AIII.1 BALANCE DE ENERGÍA DEL EVAPORADOR

El evaporador toma energía de vapor saturado proveniente de un caldero. Las condiciones ambientales a las que se realiza el proceso se enlistan en la Tabla AIII.1. Estos datos no parten de datos experimentales, si no de criterios de diseño seleccionados para el dimensionamiento y la capacidad de la evaporación.

**Tabla AIII.1** Condiciones ambientales del proceso.

Propiedad física	Valor
Presión ambiental (kPa)	72
Temperatura ambiental (°C)	15

(Secretaría del Ambiente, 2016, p.1).

Los datos de propiedades físicas necesarias para efectuar dicho cálculo se observan en la Tabla AIII.2. Las propiedades físicas del agua necesarias son el calor latente de evaporación, ya que el mismo es el que provee la mayor parte de energía para el intercambio calórico que se efectúa en el evaporador, y el calor específico del agua y vapor ya que a pesar de no proveer gran cantidad de energía como el calor latente, estos no pueden ser despreciables.

**Tabla AIII.2** Propiedades físicas del agua para el cálculo del balance de energía a las condiciones de operación.

Propiedad física	Valor
Calor latente de evaporación a presión de operación (kJ/kg)	2 229,70

**Tabla AIII.2** Propiedades físicas del agua para el cálculo del balance de energía a las condiciones de operación (continuación...)

Calor latente de evaporación a presión ambiental (kJ/kg)	2 280,85
Calor específico del agua (J/ kg °C)	4 181,60
Calor específico del vapor (J/ kg °C)	2 007,17

(ASME, 2006, pp. 8, 9)

(Perry et al., 1994, p. 2-181)

Son necesarios los datos de las corrientes que entran y salen de la evaporación provista por el balance de masa, así como la temperatura de ebullición que será tomado proveniente de la tabulación de datos del Anexo I.

**Tabla AIII.3** Datos de flujos de entrada y salida, y temperatura de ebullición de la evaporación.

Parámetro	Valor
Flujo de A (kg/día)	2 002,57
Flujo de B (kg/día)	905,90
Flujo de V (kg/día)	1 096,67
Temperatura de ebullición (°C)	110,00

La temperatura de ebullición del efluente ácido es de 110 °C. Por otra parte, el coeficiente de transferencia de calor del evaporador viene dado por el tipo de evaporador que fue seleccionado de acuerdo a los criterios de diseño (1 solo efecto, circulación forzada por los tubos), el mismo se puede observar en la Tabla AIII.4.

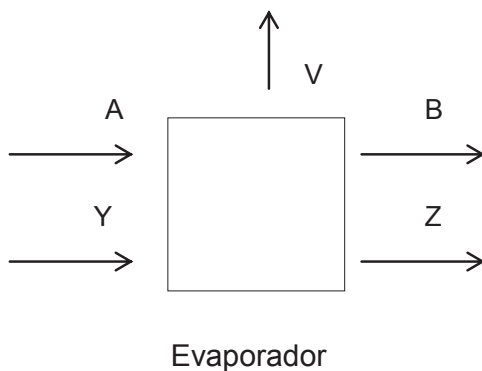
**Tabla AIII.4** Coeficiente de transferencia de calor del evaporador.

Coeficiente de transferencia de calor (U)	3500 W / m <sup>2</sup> °C
---	----------------------------

(McCabe et al., 2007, p. 525)

Se toma de sistema a la operación unitaria de la evaporación para el cálculo del balance de energía, en este sistema existen dos corrientes extras (Y, Z), correspondientes a la entrada y salida de vapor y agua condensada respectivamente que provee la energía necesaria de evaporación como se muestra en la Figura AIII.1.





**Figura AIII.1** Corrientes de entrada y salida de la evaporación.

La corriente de entrada A debe calentarse hasta la temperatura de ebullición mostrada en la Tabla AIII.3, para evaporar la masa de agua necesaria correspondiente a la corriente V, y que la corriente B salga con la concentración de saturación (105,7 g FeCl<sub>2</sub> / 100 ml H<sub>2</sub>O) tal como fue tomado en cuenta para el balance de masa.

La Ecuación AIII.1 detalla el intercambio de calor entre las diferentes corrientes que participan en el evaporador, siendo  $q_i$  la entalpía asociada a la cada una de las corrientes.

$$q_A + q_Y = q_B + q_Z + q_V \quad (\text{AIII.1})$$

Las Ecuaciones AIII.2 y AIII.3 detallan a que corresponden las pérdidas y ganancias de calor que se observaron en la Ecuación AIII.1.

$$q_Z - q_Y = -m_Y \times \lambda_{va} \quad (\text{AIII.2})$$

Dónde :  $m_Y$ : masa de la corriente Y (kg)

$\lambda_{va}$ : Calor latente de evaporación a la temperatura ambiental (90 °C) (J/kg)

$$q_B + q_V - q_A = m_A \times Cp_{H_2O(l)} \times (T_{eo} - T_a) + m_V \times \lambda_{vo} \quad (\text{AIII.3})$$

Dónde :  $m_A$ : masa de la corriente A (kg)

$\lambda_{vo}$ : Calor latente de evaporación a la temperatura de operación (110 °C) (J/kg)

$Cp_{H_2O(l)}$ : Calor específico del agua líquida (J / kg K).

$T_{eo}$  : Temperatura de ebullición de operación (°C).

$T_a$ : Temperatura ambiental (°C).

Al igualar las Ecuaciones AIII.2 y AIII.3 como lo indica la Ecuación AIII.1, se puede calcular el flujo másico de la corriente Y, mismo que corresponde a la corriente Z con la diferencia de que en la corriente Y es vapor saturado y en la corriente Z es líquido saturado.

$$m_Y \times \lambda_{va} = m_A \times Cp_{H_2O(l)} \times (T_{eo} - T_a) + m_V \times \lambda_{vo} \quad (\text{AIII.4})$$

$$m_Y = \frac{m_A \times Cp_{H_2O(l)} \times (T_{eo} - T_a) + m_V \times \lambda_{vo}}{\lambda_{va}}$$

$$m_Y = \frac{2\,002,57 \frac{kg}{día} \times 4\,181,6 \frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \times (110 - 15)^\circ C + 1\,096,67 \frac{kg}{día} \times 2\,229\,700 \frac{J}{kg}}{2\,280\,850 \frac{J}{kg}}$$

$$m_Y = 1\,420,85 \frac{kg}{día}$$

Se procede a calcular el área de transferencia requerida para el evaporador, ésta es la propiedad fundamental de diseño de los evaporadores para la selección del mismo para el proceso.

Debido a que los flujos están expresados por día, es necesario establecer el tiempo que operará el evaporador en el día ya que el mismo no opera las 24 horas del día. Este tiempo ha sido seleccionado después de realizar varios cálculos en iteraciones a diferentes tiempos de operación, tomando en cuenta la oferta de evaporadores que se tienen en el mercado y la transferencia de calor necesaria el cual es observado en la Tabla AIII.5. La Ecuación AIII.5 detalla el calor que es transferido dentro del evaporador con base en el flujo de vapor que es utilizado para evaporar el efluente ácido, este valor es utilizado posteriormente en la Ecuación AIII.6.

**Tabla AIII.5** Tiempo de operación del evaporador

Tiempo de operación	2 h
---------------------	-----

$$Q_{evap} = m_Y \times \lambda_{va} \times t_o \quad (\text{AIII.5})$$

Dónde :  $Q_{evap}$  : Calor transferido en el evaporador (W)

$t_o$ : Tiempo de operación (s).

$$Q_{evap} = 1\,420,85 \frac{kg}{día} \times 2\,280\,850 \frac{J}{kg} \times \frac{1\,d}{2\,h} \times \frac{1\,h}{3\,600\,s}$$

$$Q_{evap} = 450\,106,15\,W$$

La Ecuación AIII.6 especifica el calor que se transfiere en el evaporador con base en su capacidad de diseño tomando en cuenta el área de transferencia, así como su coeficiente de intercambio de calor.

$$Q_{evap} = U \times A_{evap} \times \Delta T_{evap} \quad (\text{AIII.6})$$

Dónde : $U$ : Coeficiente de transferencia de calor ( $W / m^2 K$ )

$A_{evap}$ : Área de transferencia del evaporador ( $m^2$ ).

$\Delta T_{evap}$  : Diferencia de temperatura de los fluidos en el evaporador ( $^{\circ}C$ ).

$$A_{evap} = \frac{Q_{evap}}{U \times \Delta T_{evap}}$$

$$A_{evap} = \frac{450\,106,15\,W}{3\,500 \frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C} \times (110-15)^{\circ}C}$$

$$A_{evap} = 1,35\,m^2$$

El área de transferencia es el parámetro principal para la selección de un evaporador de catálogo, por lo tanto este valor es el criterio de diseño tomado en cuenta para escoger el evaporador del presente proceso, además de que cumpla con otros parámetros tales como la capacidad de evaporación.

## AIII.2 BALANCE DE ENERGÍA DEL CALDERO

El caldero aprovecha la energía producida dentro de las instalaciones de la empresa por medio de un economizador, el cual es un intercambiador de calor que calienta el agua previa a ser evaporada. Estos datos no son medidos diariamente si no de forma esporádica para el control de la contaminación atmosférica. Es por esta razón que se disponen de los datos de flujos en promedio para todo el año 2015, de diferentes chimeneas.

Las chimeneas existentes dentro de la empresa son conectadas para alimentar al proceso y puedan representar un ahorro energético para el caldero.

En la Tabla AIII.6 se enlistan los flujos por chimenea y el combustible usado para la generación de dicho gas de combustión. Las condiciones para la medición de los flujos del gas de combustión son la presión ambiental de la ciudad de Quito (72 kPa) y la temperatura de salida de los gases de combustión (600 °C).

**Tabla AIII.6** Flujos de gases de combustión dentro de la empresa.

<b>Chimenea</b>	<b>Combustible</b>	<b>Flujo (m<sup>3</sup>/h)</b>
Tina Zn 1	Gas Natural	353,3
Tina Zn 2	Diésel(Oil-L)	561,0
Tina Pb (sur)	Diésel(Oil-L)	757,2
Tina Pb (norte)	Diésel(Oil-L)	705,0
Caldero	Diésel(Oil-L)	985,0
Horno Multiacero	Diésel(Oil-L)	849,6
Total		4 211,1

(Ideal Alambrec Bekaert S.A., 2015, p.1)

Es necesario conocer las condiciones físicas del gas de combustión, estos vienen de bibliografía tomando en cuenta las condiciones ambientales y el combustible usado.

En este caso se toma en cuenta como diésel al combustible usado a pesar que la tina de zinc 1 utiliza gas natural, ya que este flujo no es significativo en comparación a todos los demás que utilizan diésel. La Tabla AIII.7 detalla las condiciones a las cuales el gas de combustión entra al proceso.

**Tabla AIII.7** Propiedades físicas del gas de combustión.

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Presión (kPa)	72,00
Temperatura (°C)	600,00
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	1,13

(CHEMCAD, 2016)

(Martinez, 1992, pp. 367, 368)

La Tabla AIII.8 detalla la temperatura hasta la cual el economizador elevara la temperatura del agua, así como el dato del poder calórico del combustible utilizado para realizar los posteriores cálculos.

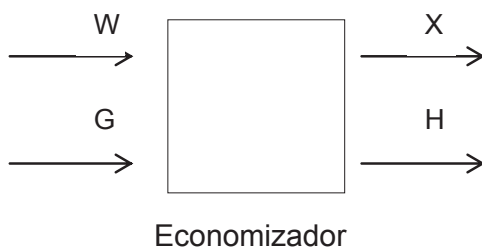
**Tabla AIII.8** Dato de operación y propiedad física para el caldero.

Temperatura de calentamiento del agua (°C)	80,0
Poder calórico del diésel oil (MJ/kg)	43,1

(ATTSU, 2016, p.1; Perry et al., 1994, p. 2-202)

Se toma de sistema del economizador para el cálculo del balance de energía, el economizador toma la energía de los gases de combustión presentes en la empresa para precalentar el agua, lo que permite un ahorro en el consumo de combustible posterior en el caldero. El agua será calentada hasta 80 °C ya que permite un ahorro considerable de energía y no llega a ser la temperatura de evaporación a presión de operación (ATTSU, 2016, p.1).

Como se puede observar en la Figura AIII.2, la corriente W es la entrada de agua previamente tratada, proveniente de la planta metalmeccánica de la empresa, que será evaporada, mientras que X es el agua calentada para ser llevada al caldero. Las corrientes G y H corresponden a los gases de combustión, provenientes de las chimeneas existentes en la empresa debido a la presencia de hornos y calderos dentro de la misma, antes y después de proveer energía respectivamente para el calentamiento y evaporación del agua.



**Figura AIII.2** Corrientes de entrada y salida del economizador.

La Ecuación AIII.7 detalla los intercambios de calor que se producen entre las corrientes del economizador. Por otra parte, la Ecuación AIII.8 especifica al calor

que gana el agua una vez que fue calentada dentro del economizador y la Ecuación AIII.9 al calor que perdió el gas de combustión por haber calentado el agua.

$$q_W + q_G = q_X + q_H \quad (\text{AIII.7})$$

$$q_X - q_W = m_X \times C_{p_{H_2O(l)}} \times (T_c - T_a) \quad (\text{AIII.8})$$

Dónde : $T_c$ : Temperatura de calentamiento del agua (80 °C).

$T_a$ : Temperatura ambiental (°C).

$$q_G - q_H = -m_G \times C_{p_{GC}} \times (T_f - T_g) \quad (\text{AIII.9})$$

De acuerdo a las Ecuaciones AIII.7, AIII.8, y AIII.9, se puede determinar la temperatura final a la que llegarán los gases una vez que hayan suministrado el calor. Esta no debe variar mayormente ya que a bajas temperaturas los gases de combustión pueden depositar material particulado que dificultaría la operación (Woodward, 2000, p. 5-9).

El calor específico de los gases viene dado por la Ecuación AIII.10 (Meza, 2014, p. 199).

$$C_{p_{GC}} = 0,9952 + 92,1 \times 10^{-6} T \quad (\text{AIII.10})$$

Dónde:  $C_{p_{GC}}$  Calor específico del gas de combustión. (kJ / kg K)

$T$ : Temperatura del gas de combustión. (°C)

$$C_{p_{GC}} = 0,9952 + 92,1 \times 10^{-6} \times 600 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_{p_{GC}} = 1,05 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}$$

La Ecuación AIII.11 equivale a la Ecuación AIII.7 después de haber reemplazado los valores correspondientes que fueron observados en las Ecuaciones AIII.8 y AIII.9

$$-m_G \times C_{p_{GC}} \times (T_f - T_g) = m_X \times C_{p_{H_2O(l)}} \times (T_c - T_a) \quad (\text{AIII.11})$$

Dónde : $T_f$ : Temperatura de salida de los gases de combustión ( $^{\circ}\text{C}$ ).

$T_g$ : Temperatura de entrada de los gases de combustión ( $^{\circ}\text{C}$ ).

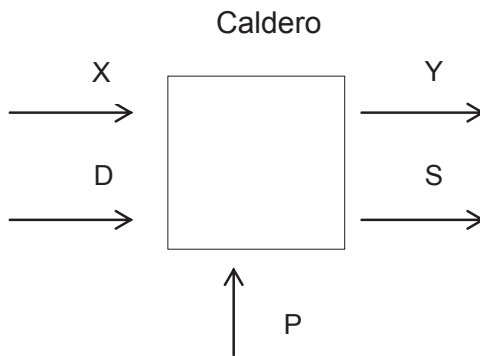
$$T_f = \frac{m_X \times Cp_{H_2O(l)} \times (T_c - T_a)}{-m_G \times Cp_{GC}} + T_g$$

$$T_f = \frac{1420,85 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times 4181,6 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (80 - 15) ^{\circ}\text{C}}{-4211,11 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1,13 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{2 \text{ h}}{1 \text{ d}} \times 1050 \frac{\text{J}}{\text{kg K}}} + 600 ^{\circ}\text{C}$$

$$T_f = 561,35 ^{\circ}\text{C}$$

Por lo tanto, el flujo de gas obtenido dentro de la empresa es suficiente para calentar el agua a ser utilizada en la evaporación (Woodward, 2000, p. 8).

Se toma de sistema al caldero, como se muestra en la Figura AIII.3, para el cálculo del consumo de combustible necesario, la corriente Y es la misma de alimentación a la evaporación, mientras que X es el agua a ser evaporada. La corriente D corresponde al flujo de diésel necesario para evaporar el agua, la corriente P es el aire necesario de la combustión y la corriente S es la salida de los gases de combustión producidos.



**Figura AIII.3** Corrientes de entrada y salida del caldero.

La Ecuación AIII.12 detalla los intercambios de calor que se producen entre las corrientes que intervienen dentro del caldero. Por otra parte, la Ecuación AIII.13 equivale a calor que gana el agua, que fue previamente calentada en el economizador, después de ser evaporada y la Ecuación AIII.14 equivale calor provisto por el diésel para evaporar el agua.

$$q_X + q_D = q_Y + q_S \quad (\text{AIII.12})$$

$$q_Y - q_X = m_X \times Cp_{H_2O(l)} \times (T_{ea} - T_c) + m_X \times \lambda_{va} \quad (\text{AIII.13})$$

Dónde : $T_{ea}$ : Temperatura de ebullición a condiciones ambientales (72 kPa) (°C).

$T_c$ : Temperatura de calentamiento del agua (80 °C).

$\lambda_{va}$  : Calor latente de evaporación a condiciones ambientales. (J / kg)

$$q_S - q_D = m_D \times PC_D \quad (\text{AIII.14})$$

Dónde : $PC_D$ : Poder calórico del diésel (J / kg).

De acuerdo a las Ecuaciones AIII.12, AIII.13, y AIII.14, se puede determinar la masa de diésel necesario para la operación del caldero. Se utiliza diésel debido a que es el combustible más usado por calderos disponibles en el mercado, así como de mayor facilidad para la operación (Mills, 1999, p. 604). De igual manera el precio del mismo no es elevado gracias al subsidio presente en el país.

$$m_D \times PC_D = m_X \times Cp_{H_2O(l)} \times (T_{ea} - T_c) + m_X \times \lambda_{va} \quad (\text{AIII.15})$$

$$m_D = \frac{m_X \times Cp_{H_2O(l)} \times (T_{ea} - T_c) + m_X \times \lambda_{va}}{PC_D}$$

$$m_D = \frac{1\,420,85 \frac{kg}{dia} \times 4\,181,6 \frac{J}{kg\,K} \times (90,6 - 80)^\circ C + 1\,420,85 \frac{kg}{dia} \times 2\,280\,850 \frac{J}{kg}}{43,1 \frac{MJ}{kg} \times \frac{10^6 J}{1 MJ}}$$

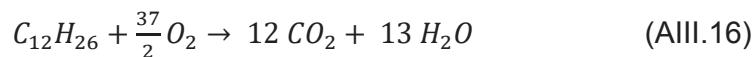
$$m_D = \frac{1\,420,85 \frac{kg}{dia} \times 4\,181,6 \frac{J}{kg\,K} \times (90,6 - 80)^\circ C + 1\,420,85 \frac{kg}{d} \times 2\,280\,850 \frac{J}{kg}}{43,1 \frac{MJ}{kg} \times \frac{10^6 J}{1 MJ}}$$

$$m_D = 76,65 \frac{kg}{dia}$$

Por lo tanto se ahorra combustible para el caldero gracias a la energía aprovechada de los gases de combustión presentados en la Tabla AIII.6. Con el dato conocido del consumo de diésel dentro del caldero, se puede calcular el aire necesario para efectuar dicha combustión y el flujo de gases producido por la misma, es decir el balance de masa dentro del caldero.



La combustión del diésel viene dado por la reacción representada en la Ecuación AIII.16. (Mills, 1999, p. 608).



Para este caso particular se toma en cuenta como una combustión completa del diésel, ya que el flujo de gases de combustión producido, así como su composición no son parámetros que afecten la operación del proceso.

Usando la Ecuación AIII.16, se puede calcular el oxígeno necesario para obtener el aire de alimentación. Para ello es necesario conocer los pesos moleculares de los compuestos reactivos que se presenta en la Tabla AIII.9.

**Tabla AIII.9** Pesos moleculares de los compuestos de la reacción de combustión del diésel.

Compuesto	Peso molecular (UMA)
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	170
O <sub>2</sub>	32
CO <sub>2</sub>	44
H <sub>2</sub> O	18

(Perry et al., 1994, pp. 2-12. 2-13. 2-41)

Con las Ecuaciones AIII.17, AIII.18 y AIII.19 se puede calcular el flujo de aire necesario para la combustión en base a la estequiometria de la combustión, así como a la composición del aire.

$$m_{O_2} = 76,65 \frac{kg}{día} C_{12}H_{26} \times \frac{1 kg mol C_{12}H_{26}}{170 kg C_{12}H_{26}} \times \frac{18,5 kg mol O_2}{1 kg mol C_{12}H_{26}} = 8,34 kg mol O_2 \quad (\text{AIII.17})$$

$$m_{O_2} = 8,34 kg mol O_2 \times \frac{32 kg O_2}{1 kg mol O_2} = 266,9 kg O_2$$

$$m_{N_2} = 8,34 kg mol O_2 \times \frac{79 kg mol N_2}{21 kg mol O_2} \times \frac{28 kg N_2}{1 kg mol N_2} = 878,6 kg N_2 \quad (\text{AIII.18})$$

$$m_P = m_{O_2} + m_{N_2} \quad (\text{AIII.19})$$

$$m_P = 1 145,52 \frac{kg}{día}$$

El flujo de gas de combustión del caldero viene dado por el balance de masa global, ya que la misma masa de combustible y aire que ingresan salen transformados en

gas de combustión. De igual manera la composición del mismo no afecta la operación del proceso. La Ecuación AIII.20 detalla el balance de masa global del caldero.

$$m_S = m_D + m_P \quad (\text{AIII.20})$$

$$m_S = 76,65 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 1\,145,52 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$m_S = 1\,222,2 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Para la selección del caldero se toma en cuenta la capacidad térmica de fabricación (flujo de vapor producido) como el criterio de diseño principal para la selección de acuerdo al catálogo, también se toma en cuenta la presión y temperatura de diseño especificada por el fabricante. Por otra parte el economizador es seleccionado de acuerdo a la capacidad de flujo tanto del fluido caliente como del fluido frío como criterio de diseño principal, tomando en cuenta la temperatura máxima de diseño.

El caldero y el economizador son construidos por el mismo fabricante, siendo el economizador un accesorio del caldero diseñado específicamente para calentar el agua con gases de combustión.

### **AIII.3 BALANCE DE ENERGÍA DEL DECANTADOR**

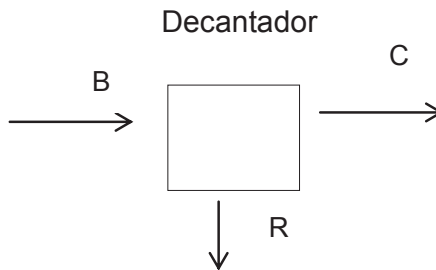
El decantador permite la precipitación del cloruro de hierro (II) sólido por medio del enfriamiento de la solución saturada proveniente de la evaporación. Este enfriamiento se da por medio de convección natural, debido a que no es necesario usar chaquetas de enfriamiento por la baja producción de la planta, reduciendo costes de operación.

Con este balance de energía se puede determinar el tiempo necesario para que la solución saturada alcance la temperatura ambiental.

Se debe calcular el calor transferido desde el decantador hacia el ambiente por medio de convección natural, para ello es necesario calcular el coeficiente de convección dadas las dimensiones del decantador. Estas dimensiones que han sido

determinadas por la capacidad de almacenamiento del mismo, así como el calor que puede transferir el mismo (por convección mediante cálculos que no son ejemplificados en el presente Anexo pero que se realizaron de la misma forma).

La Figura AIII.4 detalla las corrientes del decantador.



**Figura AIII.4** Corrientes de entrada y salida del decantador.

La Ecuación AIII.21 detalla los flujos de calor que se intercambian entre las corrientes presentes en la decantación. Por otra parte, la Ecuación AIII.22 detalla el calor que sale por convección desde el decantador hacia el ambiente.

$$q_B = q_C + q_R \quad (\text{AIII.21})$$

$$q_C + q_R = -A_{conv} \times h_{conv} \times (T_B - T_a) \quad (\text{AIII.22})$$

Dónde : $A_{conv}$ : Área de convección natural ( $\text{m}^2$ ).

$h_{conv}$ : Coeficiente de transferencia de calor de convección ( $\text{W} / \text{m}^2 \text{K}$ ).

$T_B$ : Temperatura de la corriente B ( $^{\circ}\text{C}$ ).

$T_a$ : Temperatura ambiental ( $^{\circ}\text{C}$ ).

El coeficiente de convección natural se calcula por medio de las ecuaciones que relacionan números adimensionales que se presentan en las Ecuaciones AIII.23 y AIII.24 (Holman, 1998, p. 236).

$$Nu = \frac{h \times L^*}{k} \quad (\text{AIII.23})$$

Dónde:  $Nu$  Número de Nusselt.

$h$  : Coeficiente de convección natural (W / m<sup>2</sup> K).

$L^*$  : Longitud característica del cilindro (m).

$k$  : Coeficiente de conductividad térmica del aire (W / m K).

$$Nu = C \times (Gr \times Pr)^m \quad (\text{AIII.24})$$

Dónde: $C$ : Constante de la ecuación.

$m$ : Constante de la ecuación.

$Gr$  : Número de Grashof.

$Pr$  : Número de Prandtl.

Los números de Grashof y de Prandtl se definen de acuerdo a las Ecuaciones AIII.25 y AIII.26 (Holman, pp. 229, 233).

$$Gr = \frac{\Delta T \times \rho^2 \times L^{*3} \times \beta \times g}{\mu^2} \quad (\text{AIII.25})$$

Dónde: $\rho$ : Densidad del aire (kg / m<sup>3</sup>)

$\beta$ : Coeficiente de expansión térmica del aire (1 / K).

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

$\mu$  : Viscosidad del aire (Pa s)

$$Pr = \frac{c_p \times \mu}{k} \quad (\text{AIII.26})$$

Dónde: $c_p$ : Calor específico del aire. (J / kg K).

$k$ : Conductividad térmica del aire (W / m K).

Se procede a calcular el número de Grashof y Prandtl, para ello es necesario conocer las dimensiones del decantador, que se muestran en la Tabla AIII.10 para obtener la longitud característica. El criterio de diseño para recipientes cilíndricos de baja capacidad tomado en cuenta para las dimensiones del decantador es el siguiente (Sinnott y Towler, 2012, p. 291).

$$1,5 = \frac{L}{D} \quad (\text{AIII.27})$$

De igual manera, las dimensiones deben cumplir con proveer un área de transferencia necesaria para asegurar el intercambio de calor entre el efluente ácido y el ambiente en un tiempo que no afecte la operación de la planta de acuerdo a la planificación de la producción.

Con estas consideraciones se han realizado iteraciones del intercambio calórico con diferentes dimensiones del decantador, para finalmente seleccionar las dimensiones que se observan en la Tabla AIII.10.

**Tabla AIII.10** Dimensiones del cilindro decantador.

Dimensión	Valor
Radio (m)	0,5
Altura (m)	1,5

Con las dimensiones del decantador se puede obtener la longitud característica para continuar con el ejemplo del cálculo que fue realizado en la iteración.

La Ecuación AIII.27 especifica la equivalencia de la longitud característica para objetos cilíndricos, mientras que la Ecuación AIII.28 detalla a que es equivalente el volumen y el área de un cilindro (Holman, p. 229)

$$L^* = \frac{V}{A} \quad (\text{AIII.27})$$

$$L^* = \frac{\pi \times r^2 \times h}{2 \pi \times r \times h} \quad (\text{AIII.28})$$

$$L^* = \frac{\pi \times (0,5\text{m})^2 \times 1,5\text{ m}}{2 \pi \times 0,5\text{ m} \times 1,5\text{ m}}$$

$$L^* = 0,25\text{ m}$$

Para el cálculo del número de Grashof y Prandtl, es necesario conocer las propiedades del aire a la temperatura de película, es decir la temperatura presente entre la superficie caliente del decantador donde se produce la convección, con la temperatura del ambiente. Esta temperatura se obtiene como el promedio de las

temperaturas ambientales y de superficie de la zona de convección (Holman, p. 225).

**Tabla AIII.11** Propiedades físicas del aire a temperatura de película (60 °C) necesarias para el cálculo del número de Grashof y de Prandtl.

Propiedad	Valor
Densidad (kg / m <sup>3</sup> )	1,059
Beta (1 / K)	0,003
Viscosidad (Pa s)	0,00002
Conductividad térmica W / m K	0,028
Calor específico (J / kg K)	1 007

(Cengel et al., 2009, p. 946)

$$Gr = \frac{(110-15)K \times (1,059 \frac{kg}{m^3})^2 \times (0,25m)^3 \times 0,003 \frac{1}{K} \times 9,8 \frac{m}{s^2}}{(0,00002 Pa s)^2}$$

$$Gr = 120\ 598\ 439$$

$$Pr = \frac{1007 \frac{J}{kg K} \times 0,00002 Pa s}{0,028 \frac{W}{m K}}$$

$$Pr = 0,72$$

Es necesario conocer el producto de Grashof y Prandtl para determinar las constantes C y m de acuerdo a Holman.

$$Gr \times Pr = 120\ 598\ 439 \times 0,72$$

$$Gr \times Pr = 86\ 843\ 588,6$$

La Tabla AIII.12 detalla las constantes necesarias para conocer el número de Nusselt conociendo el valor del producto de Grashof y Prandtl de acuerdo a Holman.

**Tabla AIII.12** Constantes de la ecuación AIII.24.

Constante	Valor
C	5,9
m	0,25

(Holman, 1998, p. 236)

$$Nu = 5,9 \times (86\,843\,588,6)^{0,25}$$

$$Nu = 569,6$$

$$h = \frac{Nu \times k}{L^*} \quad (\text{AIII.29})$$

$$h = \frac{569,6 \times 0,028 \frac{W}{mK}}{0,25 m}$$

$$h = 63,8 \frac{W}{m^2 K}$$

Retomando la ecuación AIII.22.

$$q_C + q_R = -4,7 m^2 \times 63,8 \frac{W}{m^2 K} \times (110 - 15)^\circ C$$

$$q_C + q_R = -28\,482,0 W$$

Se procede con el cálculo del tiempo de residencia necesario para enfriar toda la solución lo que permita la precipitación del cloruro de hierro (II) sólido.

$$q_B = m_B \times C_{pB} \times (T_{fB} - T_{iB}) \quad (\text{AIII.30})$$

Dónde:  $C_{pB}$ : Calor específico de la corriente B (J / kg K).

$T_{fB}$ : Temperatura ambiental ( $^\circ C$ ).

$T_{iB}$ : Temperatura de entrada al decantador de la corriente B. ( $^\circ C$ ).

$$q_B = 905,9 \frac{kg}{día} \times 4\,181,6 \frac{J}{kg K} \times (15 - 110)^\circ C$$

$$q_B = -359\,871\,939 \frac{J}{día}$$

El tiempo de residencia dentro del decantador es el necesario para que toda la energía que posee la corriente B se transfiera hacia el ambiente. Esto viene representado por la Ecuación AIII.31.

$$t_{res} = \frac{q_B}{q_C + q_R} \quad (\text{AIII.31})$$

$$t_{res} = \frac{-359\,871\,939 \frac{J}{\text{día}}}{-28\,482,0 W}$$

$$t_{res} = 12\,565 \frac{s}{\text{día}}$$

$$t_{res} = 3,5 \frac{h}{\text{día}}$$

Para enfriar toda la solución saturada es necesario al menos 3 horas con 30 minutos aproximadamente de residencia en el decantador para la producción de 1 día, sin embargo el tiempo de residencia de producción está explicado en el Capítulo 4.



## ANEXO IV

### PÉRDIDAS DE CARGA EN TUBERÍAS

Las pérdidas de carga en tuberías toman en cuenta la distancia, el diámetro, material y accesorios que lleva la misma. En base a estos cálculos se selecciona el diámetro apropiado para cada tubería que está debidamente nombrada con su TAG en los P&ID. De igual manera se selecciona la bomba necesaria para cada una de ellas de acuerdo a la potencia requerida para cubrir estas pérdidas de carga.

Para el presente Anexo, se realizó el cálculo de solo una tubería, debido a que es un proceso análogo para cada una de ellas. El cálculo es hecho de manera manual tomando en cuenta la ecuación de Bernoulli, el factor de fricción de Darcy y las constantes de pérdida de carga por accesorios (k) (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, pp. 352, 353). También es realizado de manera automática usando un software para tal objetivo y demostrar la similitud de ambos resultados.

La tubería a ser calculada es la 2-PVC-RW-002, la cual transporta el efluente ácido desde el tanque de homogenización para que ingrese al proceso de evaporación. La bomba que impulsa el fluido a través de esta tubería es la P002, una bomba centrífuga para fluidos ácidos.

#### AIV.1 CÁLCULO MANUAL

La ecuación que rige para la mecánica de fluidos a través de la tubería es la ecuación de Bernoulli que se presenta en la Ecuación AIV.1. (Streeter et al., 2000, p., 353).

$$\frac{P}{\gamma} + \frac{v^2}{2g} + z = cte \quad (\text{AIV.1})$$

Dónde: P: Presión dentro de la tubería (Pa)

$\gamma$ : Peso específico del fluido (kg / m<sup>2</sup> s<sup>2</sup>)

$v$ : Velocidad del fluido (m/s)

g: Aceleración de la gravedad ( $m/s^2$ )

z: Altura de la tubería (m)

Sin embargo, tomando en cuenta las pérdidas de carga por accesorios, el material de tubería y altura de la tubería, la expresión a ser usada queda expresada por la Ecuación AIV.2.

$$\frac{P_1}{\gamma_1} + \frac{v_1^2}{2g} + z_1 + H_b = \frac{P_2}{\gamma_2} + \frac{v_2^2}{2g} + z_2 + h_a + h_f \quad (\text{AIV.2})$$

Dónde:  $h_a$ : Pérdida de carga por accesorios (m)

$h_f$ : Pérdida de carga por fricción en tuberías (m).

$H_b$ : Cabeza de la bomba (m).

Los subíndices 1 y 2 indican el punto inicial y final de la tubería. La cabeza de la bomba es necesaria para compensar las pérdidas de carga que se presentan al final de la tubería.

Se toma en cuenta que el diámetro de la tubería no cambia en ningún momento del trayecto, por lo tanto la velocidad es la misma en todos los puntos. Por otra parte la presión dentro de la tubería no es considerada ya que los puntos iniciales y finales de la bomba están cercanos a la presión ambiental (Streeter et al., 2000, p., 358). Con estas consideraciones la Ecuación AIV.2 queda expresada por la Ecuación AIV.3.

$$H_b = z_2 - z_1 + h_a + h_f \quad (\text{AIV.3})$$

La Tabla AIV.1 detalla los datos de construcción e instalación de la tubería, los mismos son necesarios para realizar el cálculo correspondiente a las pérdidas de carga por elevaciones de la tubería, así como por pérdidas por fricción que se da en el fluido por el material de la tubería. El diámetro interno es necesario para conocer el tipo de flujo presente en la misma, es decir si es laminar o turbulento.

**Tabla AIV.1** Datos de instalación de la tubería 2-PVC-RW-002.

<b>Material</b>	PVC
-----------------	-----

**Tabla AIV.1** Datos de instalación de la tubería 2-PVC-RW-002 (continuación...)

<b>Diámetro Nominal</b>	2 in / 50 mm
<b>Longitud</b>	8,6 m
<b>Altura Inicial</b>	0,2 m
<b>Altura Final</b>	5,7 m
<b>Tiempo de Operación</b>	2 h

En primer lugar se calcula las pérdidas de carga por fricción, la cual viene dada por la Ecuación AIV.4. (Pérez y Renedo, 2016, p. 6).

$$h_f = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (\text{AIV.4})$$

Dónde: f: factor de fricción de Darcy

L: Longitud de la tubería (m).

D: Diámetro interno de la tubería (m)

El factor de fricción de Darcy es obtenido del diagrama de Moody, para lo cual es necesario conocer el número de Reynolds y la rugosidad relativa (Pérez y Renedo, 2016, p. 5). El número de Reynolds (Re) es un número adimensional que está definido de acuerdo a la Ecuación AIV.5, misma que toma en cuenta propiedades del fluido así como de la tubería para conocer su valor. El número de Reynolds permite saber si el flujo dentro de la tubería es laminar o turbulento, para Re mayores a 4 000 es considerado flujo turbulento (Streeter et al., 2000, p., 196).

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \quad (\text{AIV.5})$$

Dónde:  $\rho$ : Densidad del fluido (kg / m<sup>3</sup>)

D: Longitud característica de la tubería, diámetro interno (m).

$\mu$ : Viscosidad del fluido (Pa s)

**Tabla AIV.2** Propiedades del fluido a través de la tubería 2-PVC-RW-002.

Flujo	2 002,6 kg / día
-------	------------------

(CHEMCAD, 2016)

**Tabla AIV.2** Propiedades del fluido a través de la tubería 2-PVC-RW-002 (continuación...)

Densidad	1 181 kg / m <sup>3</sup>
Viscosidad	0,00115 Pa s

(CHEMCAD, 2016)

Es necesario conocer la velocidad del fluido, para lo cual se utiliza la Ecuación AIV.6.

$$v = \frac{Q}{A} \quad (\text{AIV.6})$$

Dónde: Q: Caudal del fluido (m<sup>3</sup> / s).

A: Área transversal interna (m<sup>2</sup>).

El diámetro interno para una tubería de 2 in es de 47,4 mm para las que son fabricadas por Plastigama, lo cual es igual a 0,0474 m (Plastigama, 2016, p. 3).

$$v = \frac{\frac{2\,002,6 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{1\,181 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}{\pi \times \left(\frac{0,0474 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$v = 0,13 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Volviendo con la ecuación AIV.5.

$$Re = \frac{1\,181 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,13 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,0474 \text{ m}}{0,00115 \text{ Pa s}}$$

$$Re = 6\,328,11$$

Al ser el número de Reynolds mayor a 4000, se puede concluir que el flujo dentro de la tubería es turbulento, lo que indica que se pierde carga por fricción del flujo con la tubería y es factible utilizar el diagrama de Moody para calcular el factor de fricción de Darcy.

La rugosidad relativa es una propiedad física propia del material de la tubería, así como el diámetro interno de la misma. Esta viene expresada en la Ecuación AIV.7, misma que toma en cuenta las propiedades antes mencionadas (Pérez y Renedo, 2016, p. 5).

**Tabla AIV.3** Rugosidad absoluta del material de las tuberías usadas.

Material	Rugosidad absoluta (mm)
PVC	0,0015
Acero Inoxidable 316	0,09

(Moody, 1944, p. 3)

$$\varepsilon_r = \frac{\varepsilon_a}{D} \quad (\text{AIV.7})$$

Dónde:  $\varepsilon_r$  Rugosidad relativa.

$\varepsilon_a$  Rugosidad absoluta (mm).

Como el caso de estudio se trata de una tubería de PVC, la rugosidad relativa viene dada de la siguiente manera.

$$\varepsilon_r = \frac{0,0015 \text{ mm}}{47,4 \text{ mm}}$$

$$\varepsilon_r = 0,000032$$

La Figura AIV.1 muestra el diagrama de Moody, el cual es utilizado para la pérdida de cargas por fricción en tuberías. El diagrama de Moody permite obtener el factor de fricción de Darcy conociendo la rugosidad relativa de la tubería que transporta la corriente y el número de Reynolds que gobierna al flujo que es transportado.

En el eje X horizontal se ubica el número de Reynolds, mientras que en el eje Y vertical de la derecha la rugosidad relativa, la cual tiene líneas curvas a lo largo del diagrama dependiendo el Re que rige el flujo. En el eje Y vertical de la izquierda se obtiene el factor de fricción de Darcy con una horizontal desde el eje hacia el punto de cruce de los datos anteriores.

Como se puede observar, para números de Reynolds muy bajos, donde se tiene un flujo laminar, no se puede apreciar las líneas curvas que van de acuerdo al factor de fricción de Darcy, esto se debe a que no es posible calcular dicho factor en régimen laminar, siendo el factor de fricción de Fanning el que debe utilizarse en dichos casos, el cual viene dado por una ecuación donde se lo define como un cuarto del número de Re para todos los casos, sin importar el material o diámetro de la tubería.

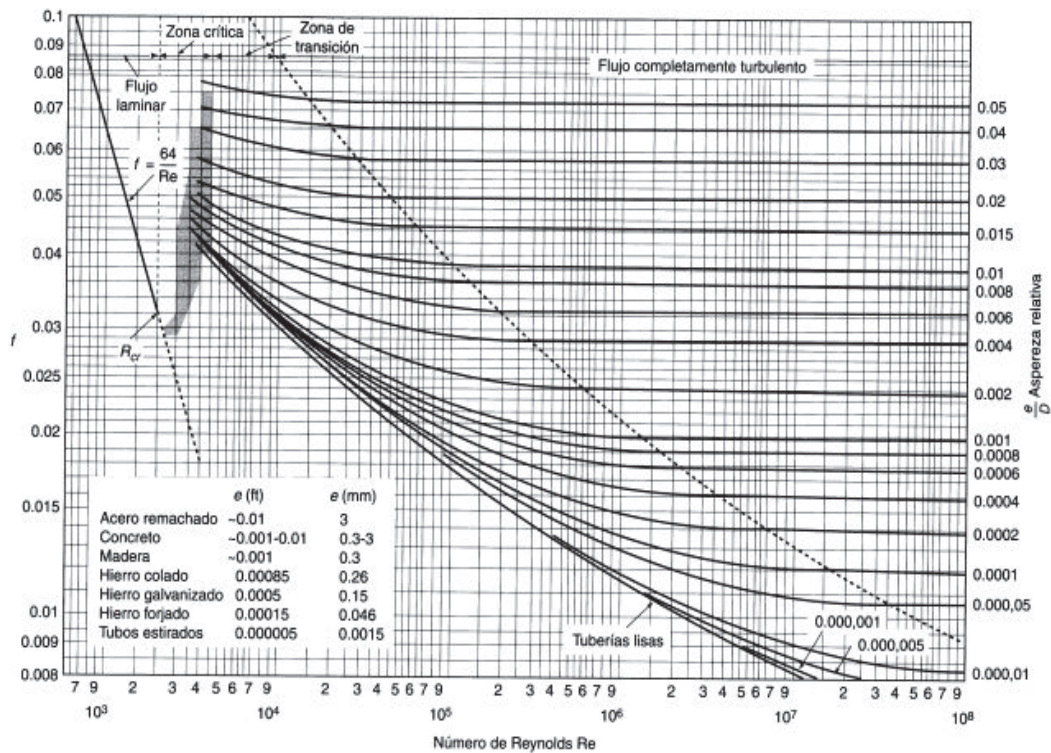


Figura AIV.1 Diagrama de Moody (Pérez y Renedo, 2016, p. 7).

De esta manera se obtiene un factor de fricción de Darcy de 0,035. Ahora ya conocidos todos los valores para determinar la pérdida de carga por fricción, se toma la Ecuación AIV.4.

$$h_f = 0,035 \frac{8,6 \text{ m}}{0,0474 \text{ m}} \frac{(0,13 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 0,0054 \text{ m}$$

Las pérdidas de carga por accesorios vienen dados por la Ecuación AIV.8. (Crane, 1997, p. 2-10).

$$h_a = k \frac{v^2}{2g} \quad (\text{AIV.8})$$

Dónde: k Constante de pérdida de carga del accesorio.

El valor de k depende del accesorio a ser utilizado y del diámetro de tubería, en la Tabla AIV.4 se muestran los valores de k para algunos accesorios más comunes.

**Tabla AIV.4** Valores de K de accesorio para pérdidas de carga por accesorios.

Accesorio	Diámetro Nominal (in)							
	0,5	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0	4,0	6,0
	K							
Valvula de Compuerta	0,22	0,18	0,15	0,15	0,14	0,14	0,14	0,12
Valvula de Globo	9,20	7,80	7,10	6,50	6,10	6,10	5,80	5,10
Valvula Check	2,70	2,30	2,10	1,90	1,80	1,80	1,70	1,50
Valvula Check Oscilatoria	1,40	1,20	1,10	1,00	0,90	0,90	0,90	0,75
Valvula de Huso	11,30	9,70	8,80	8,00	7,60	7,60	7,10	6,30
Valvula de Huso con Bisagra	2,00	1,70	1,70	1,40	1,40	1,40	1,30	1,10
Codo de 90°	0,81	0,69	0,66	0,57	0,54	0,54	0,51	0,45
Codo de 45°	0,43	0,37	0,35	0,30	0,29	0,29	0,27	0,24
Codo de 90° Radio Largo	0,43	0,37	0,35	0,30	0,29	0,29	0,27	0,24
Codo de 180°	1,35	1,15	1,10	0,95	0,90	0,90	0,85	0,75
Curva de 90°	0,54	0,46	0,44	0,38	0,36	0,36	0,34	0,30
T (Derivación en Línea Principal)	0,54	0,46	0,44	0,38	0,36	0,36	0,34	0,30
T (Circulación Derivada)	1,62	1,38	1,32	1,14	1,08	1,08	1,02	0,9

(Crane, 1997, p. 2-12)

Los accesorios usados en cada tubería dependen de la configuración de cada una de ellas. Esta configuración está dada por la distribución de los equipos en planta (LayOut), por las válvulas necesarias para el control de operación del proceso (P&ID) y por las alturas de boquillas de los diferentes equipos (Vistas de equipos).

Para la tubería 2-PVC-RW-002 se tienen los accesorios presentados en la Tabla AIV.5.

**Tabla AIV.5** Accesorios de la tubería 2-PVC-RW-002.

Accesorio	Cantidad
Válvula Globo	4
Válvula Check	2
Codo 90	4

Las pérdidas de carga por accesorios son la suma de cada uno de estos dentro de la tubería usando la Ecuación AIV.8.

$$h_a = (4,00 \times 6,05 + 2,00 \times 1,90 + 4,00 \times 0,57) \frac{(0,13 \frac{m}{s})^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_a = 0,027 \text{ m}$$

Retomando la Ecuación AIV.3, se calcula la altura de la bomba.

$$H_b = 5,70 \text{ m} - 0,20 \text{ m} + 0,027 \text{ m} + 0,0057 \text{ m}$$

$$H_b = 5,54 \text{ m}$$

## AIV.2 CÁLCULO AUTOMÁTICO

En este caso se utiliza un software, en el cual se debe ingresar las propiedades del fluido, así como las condiciones de operación de la tubería. El programa calcula las pérdidas de presión en la tubería, lo cual es lo mismo que la pérdida de carga expresada de una manera diferente.

Output data				Equivalent line length	
Loss per 100 m	kPa	.7983			m
End pressure	kPag	-64,28			8052
Liquid velocity	m/s	.1336			
Reynolds number		6494			

**Figura AIV.2** Resultados del cálculo automático de las pérdidas de presión en la tubería 2-PVC-RW-002.

Como se puede observar en la Figura AIV.2, la pérdida de presión de acuerdo al software es de 64,28 kPa. Este término se relaciona con la altura de la bomba por la Ecuación AIV.9, la cual es una derivación de la ecuación de Bernoulli.

$$H_b = \frac{\Delta P}{\gamma} \quad (\text{AIV.9})$$

$$H_b = \frac{62,28 \text{ kPa} \times \frac{1000 \text{ Pa}}{1 \text{ kPa}}}{1181 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 5,38 \text{ m}$$

Como se puede observar, el cálculo manual y ayudado mediante software es bastante similar. La diferencia no afecta para la selección de la bomba ya que los fabricantes diseñan bombas con potencias comunes.



## ANEXO V

### **POTENCIA Y CABEZA NETA DE SUCCIÓN POSITIVA NET POSITIVE SUCTION HEAD (NPSH) DISPONIBLE DE BOMBAS**

En el presente Anexo se calcula la potencia y la Cabeza Neta de Succión Positiva disponible para una bomba, debido a que el cálculo es análogo para todas ellas.

La bomba a ser calculada es la P-002, misma que fue calculada en el Anexo IV para las pérdidas de carga en la tubería que ésta transporta.

Con la altura de la bomba previamente calculada, se puede calcular la potencia mínima requerida para trasportar el fluido a través de la tubería (Streeter et al., 2000, p. 524). La Ecuación AV.1 detalla la manera a la que se calcula la potencia de una bomba con base en su cabeza de operación.

$$Pot = \gamma \times Q \times H_b \quad (AV.1)$$

Dónde:  $\gamma$ : Peso específico del fluido ( $\text{kg} / \text{m}^3$ ).

$Q$ : Caudal de la tubería ( $\text{m}^3 / \text{s}$ ).

$H_b$ : Cabeza de la bomba (m).

$$Pot = 1\,181 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \frac{2\,002 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{2 \times 3\,600 \text{ s}}}{1\,181 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 5,54 \text{ m}$$

$$Pot = 15,1 \text{ W}$$

Como se puede observar, la potencia requerida no es un valor elevado debido al poco flujo que se trata dentro de la planta. La bomba selecciona para esta línea tiene una potencia de 0,8 HP, equivalente a 0,6 kW por lo que es suficiente para atender las demandas de esta línea. Para el resto de líneas de tuberías se utiliza la misma potencia de bombas como fue ejemplificado en las hojas técnicas de equipos, ya que los datos obtenidos mediante el cálculo detallado en este Anexo se determinó que no requieren mayor potencia de operación.

La NPSH disponible es una medida que ayuda a controlar que el fluido entre en cavitación dentro del sistema de bombeo. La cavitación es el fenómeno físico en el cual la energía entregada por la bomba al fluido provoca que el fluido cambie a estado gaseoso, lo cual es perjudicial para el correcto funcionamiento del sistema de bombeo.

Este valor de NPSH disponible no debe ser menor al NPSH requerido el cual es un valor de fábrica de la bomba y que se especifica en las hojas de datos de las bombas (Whitesides, 2012, p.3).

La NPSH disponible se define de acuerdo a la Ecuación AV.4. (Whitesides, 2012, p.9).

$$NPSH_d = \frac{P}{\gamma} - z - h_f - \frac{P_v}{\gamma} \quad (AV.4)$$

Dónde:  $P$  Presión antes de la succión de la bomba (Pa).

$P_v$  Presión de vapor del líquido transportado (Pa).

$h_f$  Pérdida de carga por fricción en la tubería (m).

$\gamma$  Peso específico del líquido transportado ( $\text{kg} / \text{m}^3$ ).

$z$  Altura de la bomba (m).

La presión de succión de la bomba P-002 viene dada por la altura que se tiene en el tanque de homogenización, la cual es la necesaria para tener  $3 \text{ m}^3$  de líquido, 0,7 m. La presión de vapor de efluente ácido transportado en esta línea es cercana a la del agua debido a que tiene una baja concentración de cloruro de hierro (II).

La Tabla AV.1 detalla las propiedades físicas del fluido transportado por la bomba en estudio para determinar la NPSH disponible del sistema de bombeo.

**Tabla AV.1** Propiedades de bombeo y físicas del fluido transportado en la tubería 2-PVC-RW-002.

<b>Presión (kPa)</b>	83,6
----------------------	------

(Perry et al., 1994, p. 2-53)

**Tabla AV.1** Propiedades de bombeo y físicas del fluido transportado en la tubería 2-PVC-RW-002 (continuación...)

<b>Presión de vapor (kPa)</b>	1,7
<b>Altura (m)</b>	0
<b>Pérdida de carga de fricción (m)</b>	0,0054
<b>Densidad (kg / m<sup>3</sup>)</b>	1181

(Perry et al., 1994, p. 2-53)

$$NPSH_d = \frac{83\,600\text{ Pa}}{1\,181\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0\text{ m} - 0,0054\text{ m} - \frac{1\,700\text{ Pa}}{1\,181\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$NPSH_d = 7,1\text{ m}$$

El NPSH disponible es de 7,1 m para la bomba centrífuga de esta parte del sistema de bombeo, la cual de acuerdo a información del fabricante tiene una NPSH requerida de 1,6 m (Pedrollo, 2016) Por lo tanto el sistema no entrará en cavitación.

Para las otras líneas se tienen casos similares donde el NPSH requerido es menor al NPSH disponible.

## ANEXO VI

### PÉRDIDAS DE PRESIÓN EN TUBERÍAS DE GASES

En este Anexo se calcula la pérdida de presión en una tubería que transporta fluidos compresibles dentro del proceso.

Esto es necesario para seleccionar el correcto diámetro de tubería de las mismas que permitan una pérdida de presión y velocidad del gas admisible dentro de la misma (Sinnot, 2012, p. 259).

Para este ejemplo, se realiza el cálculo de la línea 6-100SH01-BFW-201, la cual transporta el vapor de agua saturado desde el caldero hasta el evaporador.

Como se puede observar, el diámetro de tubería ya está definido en 6 in, sin embargo la razón para determinarlo es el cálculo presente en este Anexo.

Las ecuaciones necesarias para definir la caída de presión en la tubería son definidas por la Ecuación AVI.1. (Kennedy, 1993, p. 366).

$$\Delta P = \frac{l \times v^2}{2 \times d \times V} \quad (\text{AVI.1})$$

Dónde: l Longitud de la tubería (m).

v velocidad del gas (m / s).

d Diámetro interno de la tubería (m)

V Volumen específico del gas (m<sup>3</sup> / kg)

La Tabla AVI.1 detalla las propiedades del vapor saturado que es transportado dentro de la tubería 6-100HS01-BFW-201, así como los datos de instalación de la tubería.

**Tabla AVI.1** Propiedades del vapor saturado y de la tubería 6-100SH01-BFW-201.

<b>Rugosidad absoluta acero inoxidable 316 (mm)</b>	0,09
<b>Longitud (m)</b>	7,2

**Tabla AVI.1** Propiedades del vapor saturado y de la tubería 6-100SH01-BFW-201  
(continuación...)

<b>Diámetro Interno (mm)</b>	144,8
<b>Volumen específico (m<sup>3</sup> / kg)</b>	2,38
<b>Flujo másico (kg / d)</b>	1420,85

(Perez et al., 2016, p. 3; Conduit Kubiec, 2016; ASME, 2006, p. 9)

Primero se procede a calcular la velocidad del gas por medio de la Ecuación AVI.2.

$$v = \frac{m \times V}{A_i} \quad (\text{AVI.2})$$

Dónde: m: Flujo másico de la tubería (kg / día)

V: Volúmen específico del vapor saturado (m<sup>3</sup> / kg)

A<sub>i</sub> Área transversal interna de la tubería (m<sup>2</sup>).

$$v = \frac{1\,420,86 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{3600 \times 24 \text{ h}} \times 2,38 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}{\pi \times \left(\frac{144,8}{2 \times 1000} \text{ m}\right)^2}$$

$$v = 28,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Retomando la ecuación AVI.1

$$\Delta P = \frac{7,2 \text{ m} \times \left(28,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \frac{144,8}{1000} \text{ m} \times 2,38 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}$$

$$\Delta P = 297,9 \text{ Pa}$$

Como se puede observar, la velocidad junto con la pérdida de presión son aceptables para la tubería con el día metro seleccionado. Las otras líneas que transportan gases han sido objeto del mismo cálculo para determinar su diámetro.

## ANEXO VII

### ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO

En este Anexo se explica a detalle cómo se realizó el cálculo del Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR).

Se especifica el gasto que se debe realizar por cada uno de los costos de inversión, así como se hace el cálculo de los costos de operación y de ingresos.

La Tabla AVII.1 detalla los costos de cada uno de los equipos necesarios para el proyecto, así como la instalación de los mismos tomando en cuenta el criterio de diseño detallado en el Análisis Económico de la empresa.. Los equipos están nombrados por su respectivo TAG.

**Tabla AVII.1** Costos de adquisición de los equipos, bombas y compresor del proyecto.

<b>Equipo</b>	<b>Costo (USD)</b>	<b>Instalación (USD)</b>
K-001	500,00	250,00
D-001	153,500,00	76 750,00
F-001	1,750,00	875,00
D-002	11,300,00	5 650,00
W-001	3,000,00	1 500,00
P-001	25,00	12,50
P-002	25,00	12,50
P-003	25,00	12,50
P-003E	25,00	12,50
P-004	25,00	12,50
P-004E	25,00	12,50
P-005	25,00	12,50
P-006	25,00	12,50
P-007	25,00	12,50
V-001	1 500,00	750,00
<b>Total</b>	<b>171 775,00</b>	<b>86 51573</b>

(Okawara MFG, 2016; ATTSU, 2016; Plastigama, 2016)

(Novacero, 2016; Pedrollo, 2016; Denair Compressor, 2016)

Las longitudes de las tuberías son determinadas por la distancia que recorren de acuerdo a la disposición de planta observada en los LayOut, la lista de accesorios es obtenida en Autocad Plant 3D. En la Tablas AVII.2 y AVII.3 se puede observar los costos de tuberías y accesorios.

**Tabla AVII.2** Costos de tuberías de acuerdo a su material, diámetro y longitud.

<b>Tubería</b>	<b>Diámetro Nominal</b>	<b>Longitud (m)</b>	<b>Costo (USD)</b>
PVC	1 in	4,37	6,56
PVC	2 in	61,10	134,42
SS	2 in	34,10	221,65
SS	4 in	3,60	31,32
SS	6 in	11,2'	163,52
<b>Total</b>			<b>557,47</b>

(Plastigama, 2016; Conduit Kubiec, 2016)

**Tabla AVII.3** Costos de accesorios de tuberías de acuerdo a su material y diámetro.

<b>Accesorio</b>	<b>Diámetro Nominal</b>	<b>Unidades</b>	<b>Costo (UDS)</b>
Codo de 90° PVC	1 in	2	0,90
Codo de 90° PVC	2 in	42	39,90
Codo de 90° SS	2 in	23	59,80
Codo de 90° SS	4 in	4	18,00
Codo de 90° SS	6 in	7	42,00
Válvula Check SS	1 in	2	16,80
Válvula de Globo SS	1 in	3	20,40
Válvula Check SS	2 in	16	195,20
Válvula de Globo SS	2 in	26	254,80
Válvula de Compuerta SS	4 in	1	14,80
Válvula de Compuerta SS	6 in	2	36,40
<b>Total</b>			<b>699,00</b>

(Plastigama, 2016; Conduit Kubiec, 2016)

Los principales costos de operación de la planta son representados por el consumo de combustible necesario para el caldero (diésel), agua para la evaporación y electricidad. Del balance de masa se tiene el consumo de agua y diésel que se muestran en la Tabla AVII.4.

**Tabla AVII.4** Consumos de agua y diésel del proceso por día

	<b>Consumo (kg/día)</b>
Diésel	76,65
Agua	1 420,86

La electricidad consumida es determinada por el consumo energético de las bombas de las corrientes, así como de los motores eléctricos que activan el funcionamiento del evaporador, caldero y del compresor. La Tabla AVII.5 detalla la potencia requerida de los motores eléctricos para cada uno de los equipos antes mencionados.

**Tabla AVII.5** Potencia de los motores eléctricos de los equipos y las bombas.

<b>Equipo</b>	<b>Potencia (kW)</b>
Bomba centrífuga	0,6
Bomba auto cebante	0,8
Evaporador	600
Caldero	607
Compresor	110

(Okawara MFG, 2016; ATTSU, 2016)

(Pedrollo, 2016; Denair Compressor, 2016)

Finalmente, se debe conocer el precio de estos insumos necesarios para el funcionamiento de la planta, mostrados en la Tabla AVII.6

**Tabla AVII.6** Costos de insumos del proceso.

	<b>Costo</b>
Diésel	1,03 USD / gal
Agua	0,55 USD / m <sup>3</sup>
Electricidad	0,016 USD / kW h

(Petroecuador, 2016; EMMAPQ, 2015)

(Empresa Eléctrica Quito, 2014)

Es necesario convertir los valores de consumos a las unidades respectivas para así calcular el costo que representa las mismas por día, y de esta forma obtener los costos operativos anuales. Los costos de cada uno de los insumos están



calculados en las Ecuaciones AVII.1, AII2 y AVII.3. La letra “C” representa costo y el subíndice representa el insumo diésel, agua y electricidad respectivamente.

$$C_D = 76,65 \frac{kg}{día} \times \frac{1 m^3}{830 kg} \times \frac{1000 L}{1 m^3} \times \frac{1 gal}{3,7854 L} \times \frac{1,03 USD}{1 gal} = 25,12 \frac{USD}{día} \quad (AVII.1)$$

$$C_A = 1\,420,86 \frac{kg}{día} \times \frac{1 m^3}{1\,000 kg} \times \frac{0,55 USD}{1 m^3} = 0,78 \frac{USD}{día} \quad (AVII.2)$$

$$C_E = (110 + 607 + 600 + 0,6 \times 7 + 0,8 \times 2) kW \times 2 h \frac{0,016 USD}{1 kW h} = 42,32 \frac{USD}{día} \quad (AVII.3)$$

Con los valores monetarios diarios, se puede calcular el costo de operación mensual y anual. El costo mensual debe ser añadido el salario de operario de la planta. La Tabla AVII.7 detalla los costos mensuales de cada uno de los insumos, más el salario del operador de la planta.

**Tabla AVII.7** Costo de operación mensual.

	<b>Costo (USD)</b>
Diésel	727,65
Agua	23,44
Electricidad	1 269,89
Salario	384,00
<b>Total</b>	<b>2 404,98</b>

(Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social, 2016)

Los ingresos son la venta del cloruro de hierro (II) y la no aplicación del tratamiento actual con el hidróxido de calcio como fue explicado en el Capítulo 5.

El VAN se calcula de acuerdo a la Ecuación AVII.4. (Puga, 2011, p. 1).

$$VAN = -IO + \sum_{n=1}^N \frac{Q_n}{(1+i)^n} \quad (AVII.4)$$

Dónde: IO Inversión Inicial (USD)

n: número del año del proyecto (USD)

Qn: Flujo de efectivo de entrada por año (USD)

i: tasa de interés de la entidad financiera (%)

Por otra parte, la TIR se calcula con la Ecuación AVII.4 igualando a 0, y de esta manera se obtiene la tasa de interés que genera el proyecto por su ejecución.

De esta manera se obtiene la Tabla AVII.8, la cual está presente en el Capítulo 5. En el año 0 se encuentra la inversión inicial necesaria para la construcción del proyecto que viene de la suma de los costos observados en las Tablas AVII.1, AVII.2 y AVII.3. No se toma en cuenta otros costos necesarios tales como el levantamiento civil de la planta ya que el mismo no compete al diseño de los procesos. El flujo de ingresos a partir del año 1 viene dado por la venta del cloruro de hierro (II) y el cambio de tratamiento actual detallados en el capítulo 5, y los costos de los insumos mensuales observados en las Tabla AVII.7

**Tabla AVII.8** Flujo de caja para el tiempo del proyecto junto con el respectivo VAN y TIR.

<b>Año</b>	<b>Ingresos (USD)</b>	<b>Egresos (USD)</b>	<b>Flujo Efectivo (USD)</b>
<b>IO</b>			-259 547,20
<b>1</b>	118 790,00	28 859,80	89 930,20
<b>2</b>	118 790,00	28 859,80	89 930,20
<b>3</b>	118 790,00	28 859,80	89 930,20
<b>4</b>	118 790,00	28 859,80	89 930,20
<b>5</b>	118 790,00	28 859,80 D	89 930,20
<b>VAN</b>			<b>77 989,50</b>
<b>TIR</b>			<b>22%</b>