

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

## **FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA**

### **DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES PROVENIENTES DE LA PRODUCCIÓN DE RESINA UREA- FORMALDEHÍDO MEDIANTE LA APLICACIÓN DE UN PROCESO FENTON MODIFICADO**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA  
QUÍMICA**

**MARÍA JOSÉ QUILLUPANGUI CARGUA**  
**maria.quillupangui@epn.edu.ec**

**DIRECTOR: ING. JADY PEREZ MSc.**  
**jady.perez@epn.edu.ec**

**Quito, Enero 2018**

© Escuela Politécnica Nacional (2018)  
Reservados todos los derechos de reproducción

## **DECLARACIÓN**

Yo, María José Quillupangui Cargua, 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.

---

María José Quillupangui Cargua

## **CERTIFICACIÓN**

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por la Sra. María José Quillupangui Cargua, bajo mi supervisión.

---

Ing. Jady Pérez MSc.  
**DIRECTOR DE PROYECTO**

## **AUSPICIO**

La presente investigación contó con el auspicio financiero del proyecto PII-DCN-006-2016: “Estudio de la biodegradabilidad y la mineralización de los efluentes generados en la producción de resinas alquídicas y urea-formaldehído, mediante procesos Fenton y Foto-Fenton modificados con agentes quelantes”, que se ejecuta en el Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional.

## **AGRADECIMIENTOS**

A mi amada madre quien día a día me brindó su apoyo incondicional y no dejó de creer en mí, a mi querido hermano que cuidó de mí y se convirtió en un ejemplo de que todo es posible alcanzar, a mi querida suegra quien con sus cuidados y consejos me guiaron en este duro camino, a mi querida cuñada que se convirtió en la segunda madre para mi hijo y finalmente a mis queridas amigas quienes con sus palabras de aliento hicieron que no decayera y no renunciara en mi objetivo.

## **DEDICATORIA**

El presente trabajo está dedicado a mi hijo y mi esposo, por el inmenso cariño y amor que me dan.

## ÍNDICE DE CONTENIDOS

|          |  | PÁGINA    |
|----------|--|-----------|
| <b>1</b> | <b>JUSTIFICACIÓN</b>   | <b>1</b>  |
| <b>2</b> | <b>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO</b>   | <b>3</b>  |
| 2.1      | Sistema de tratamiento para el efluente de resina urea-formaldehído  | 4         |
| <b>3</b> | <b>CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN</b>  | <b>6</b>  |
| 3.1      | Criterios para la evaluación de los diagramas característicos de la planta de efluentes de resina urea-formaldehído.                         | 15        |
| <b>4</b> | <b>DISEÑO DE LA PLANTA</b>   | <b>16</b> |
| 4.1      | Diagrama de bloques BFD y diagrama de flujo PFD  | 16        |
|          | 4.1.1 Diagrama de bloques BFD  | 16        |
|          | 4.1.2 Simbología diagrama de flujo PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído                                | 17        |
|          | 4.1.3 Diagrama de flujo PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído   | 18        |
| 4.2      | Balance de masa  | 20        |
| 4.3      | Planificación de la producción   | 21        |
|          | 4.3.1 Evaluación del tiempo de duración del proceso de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído a partir del diagrama de flechas | 22        |
|          | 4.3.2 Planificación de mantenimiento   | 25        |
| 4.4      | Balance de energía   | 25        |
| 4.5      | Disposición en planta (Layout) y planos de elevación (vistas)  | 27        |
| 4.6      | Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control  | 39        |
| 4.7      | Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos)  | 47        |
|          | 4.7.1 Dimensionamiento de los equipos propuestos   | 47        |



|          |  |           |
|----------|--|-----------|
| 4.7.2    | Especificaciones de los equipos propuestos   | 50        |
| <b>5</b> | <b>EVALUACIÓN ECONÓMICA</b>                  | <b>60</b> |
| 5.1      | Costos directos                              | 60        |
| 5.2      | Costos indirectos                            | 61        |
| 5.3      | Costos operacionales                         | 61        |
| 5.4      | Costo beneficio de las medidas implementadas | 62        |
|          | <b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>            | <b>65</b> |
|          | <b>ANEXOS</b>                                | <b>71</b> |

## ÍNDICE DE TABLAS

|                    |   | <b>PÁGINA</b> |
|--------------------|---|---------------|
| <b>Tabla 4.1.</b>  | Balance de masa para la planta de tratamiento de efluentes de resina UF   | 20            |
| <b>Tabla 4.2.</b>  | Operaciones unitarias de la planta diseñada y su duración para el tratamiento del efluente de resina UF.                  | 23            |
| <b>Tabla 4.3.</b>  | Flujo de calor de los procesos de tratamiento de efluentes de resina UF   | 26            |
| <b>Tabla 4.4.</b>  | Especificaciones para cada tramo de tubería de la planta de tratamiento   | 27            |
| <b>Tabla 4.5.</b>  | Dimensiones de los tanques y reactor de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído                 | 47            |
| <b>Tabla 4.6.</b>  | Dimensiones de los tanques de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído                           | 48            |
| <b>Tabla 4.7.</b>  | Dimensiones de los equipos principales y secundarios de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído | 48            |
| <b>Tabla 4.8.</b>  | Dimensiones de los equipos principales y secundarios de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído | 49            |
| <b>Tabla 4.9.</b>  | Dimensiones de los equipos principales y secundarios de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído | 50            |
| <b>Tabla 4.10.</b> | Hoja de especificación del tanque de almacenamiento   | 51            |
| <b>Tabla 4.11.</b> | Hoja de especificación del tanque de mezclado   | 52            |
| <b>Tabla 4.12.</b> | Hoja de especificación del intercambiador de calor  | 53            |
| <b>Tabla 4.13.</b> | Hoja de especificación del reactor Fenton   | 54            |
| <b>Tabla 4.14.</b> | Hoja de especificación del tanque de acondicionamiento enchaquetado   | 55            |
| <b>Tabla 4.15.</b> | Hoja de especificación de las bombas de diafragma   | 56            |
| <b>Tabla 4.16.</b> | Hoja de especificación del tanque de floculación  | 57            |

|                      |  |     |
|----------------------|--|-----|
| <b>Tabla 4.17.</b>   | Hoja de especificación del sedimentador  | 58  |
| <b>Tabla 4.18.</b>   | Hoja de especificación del filtro prensa   | 59  |
| <b>Tabla 5.1.</b>    | Costo final de equipos   | 60  |
| <b>Tabla 5.2.</b>    | Costo mensual de reactivos de la planta de tratamiento de efluentes<br>de resina UF          | 61  |
| <b>Tabla 5.3.</b>    | Costo energético   | 62  |
| <b>Tabla 5.4.</b>    | Multas para infracciones muy graves  | 63  |
| <b>Tabla 5.5.</b>    | Costo anual de las medidas implementadas   | 63  |
| <b>Tabla 5.6.</b>    | Índice costo – beneficio para la planta de tratamiento                                       | 64  |
| <b>Tabla AII.1.</b>  | Dimensiones del tanque de mezclado   | 84  |
| <b>Tabla AII.2.</b>  | Dimensiones del tanque de acondicionamiento enchaquetado                                     | 92  |
| <b>Tabla AII.3.</b>  | Dimensiones del tanque de floculación  | 96  |
| <b>Tabla AIII.1.</b> | Rango de velocidades de succión y descarga   | 110 |
| <b>Tabla AIII.2.</b> | Valor de k para diferentes accesorios en una tubería   | 115 |
| <b>Tabla AV.1.</b>   | Especificaciones de los agitadores para los tanques y reactor de la<br>planta de tratamiento | 162 |
| <b>Tabla AX.1.</b>   | Costos de tanques y reactor de la planta de tratamiento                                      | 167 |
| <b>Tabla AX.2.</b>   | Costo de filtro prensa para la planta de tratamiento   | 168 |
| <b>Tabla AX.3.</b>   | Costo final de los equipos de la planta de tratamiento de resina UF                          | 168 |
| <b>Tabla AX.4.</b>   | Depreciación mensual de los equipos usados en la planta de tratamiento                       | 169 |
| <b>Tabla AX.5.</b>   | Costo mensual de reactivos   | 169 |
| <b>Tabla AX.6.</b>   | Costo energético   | 169 |
| <b>Tabla AX.7.</b>   | Costo de insumos   | 170 |
| <b>Tabla AX.8.</b>   | Multas para infracciones muy graves  | 170 |
| <b>Tabla AX.9.</b>   | Costo anual de las medidas implementadas   | 171 |

**Tabla AX.10.** Índice costo – beneficio para la planta de tratamiento

171

## ÍNDICE DE FIGURAS

|                     |   | <b>PÁGINA</b> |
|---------------------|---|---------------|
| <b>Figura 3.1.</b>  | Esquema de un agitador en un tanque con deflectores   | 12            |
| <b>Figura 4.1.</b>  | Diagrama de flujo PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído            | 16            |
| <b>Figura 4.2.</b>  | Simbología diagrama de flujo PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído | 17            |
| <b>Figura 4.3.</b>  | Diagrama PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído, parte uno          | 18            |
| <b>Figura 4.4.</b>  | Diagrama PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído, parte dos          | 19            |
| <b>Figura 4.5.</b>  | Diagrama de flechas de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído                | 24            |
| <b>Figura 4.6.</b>  | Layout de la ubicación de la planta de tratamiento dentro de la industria de pinturas                   | 29            |
| <b>Figura 4.7.</b>  | Layout correspondiente al área de producción  | 30            |
| <b>Figura 4.8.</b>  | Plano de elevación del tanque de almacenamiento   | 31            |
| <b>Figura 4.9.</b>  | Plano de elevación del intercambiador de calor  | 32            |
| <b>Figura 4.10.</b> | Plano de elevación del tanque de mezclado   | 33            |
| <b>Figura 4.11.</b> | Plano de elevación del reactor Fenton   | 34            |
| <b>Figura 4.12.</b> | Plano de elevación del tanque de acondicionamiento enchaquetado   | 35            |
| <b>Figura 4.13.</b> | Plano de elevación del tanque de floculación  | 36            |
| <b>Figura 4.14.</b> | Plano de elevación del sedimentador   | 37            |
| <b>Figura 4.15.</b> | Plano de elevación del filtro prensa  | 38            |

|                       |  |     |
|-----------------------|--|-----|
| <b>Figura 4.16.</b>   | Identificación de líneas de tubería P&ID   | 39  |
| <b>Figura 4.17.</b>   | Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte uno    | 41  |
| <b>Figura 4.18.</b>   | Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte dos    | 42  |
| <b>Figura 4.19.</b>   | Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte tres   | 43  |
| <b>Figura 4.20.</b>   | Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte cuatro | 44  |
| <b>Figura 4.21.</b>   | Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte cinco  | 45  |
| <b>Figura 4.22.</b>   | Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, utility      | 46  |
| <b>Figura AI.1.</b>   | Proceso de mezclado para la formación de complejo  | 72  |
| <b>Figura AI.2.</b>   | Proceso de calentamiento 1   | 74  |
| <b>Figura AI.3.</b>   | Proceso de reacción Fenton   | 75  |
| <b>Figura AI.4.</b>   | Proceso de acondicionamiento   | 76  |
| <b>Figura AI.5.</b>   | Proceso de calentamiento 2   | 77  |
| <b>Figura AI.6.</b>   | Proceso de enfriamiento  | 78  |
| <b>Figura AI.7.</b>   | Proceso de floculación   | 78  |
| <b>Figura AI.8.</b>   | Proceso de sedimentación   | 79  |
| <b>Figura AI.9.</b>   | Proceso de filtración  | 80  |
| <b>Figura AVI.1.</b>  | Valores de resistencia (S) para diferentes materiales en función de la temperatura.                | 163 |
| <b>Figura AVII.1.</b> | Espesor de pared de recipientes  | 164 |

|  |     |
|--|-----|
| <b>Figura AVIII.1.</b> Diámetros para tuberías comerciales | 165 |
| <b>Figura AIX.1.</b> Diagrama de Moody                     | 166 |

**ÍNDICE DE ANEXOS**

|   | <b>PÁGINA</b> |
|---|---------------|
| <b>ANEXO AI</b><br>Balance de masa  | 72            |
| <b>ANEXO AII</b><br>Dimensionamiento de equipos propuestos                    | 82            |
| <b>ANEXO AIII</b><br>Balance de energía                                       | 102           |
| <b>ANEXO AIV</b><br>Dimensionamiento del coeficiente de flujo de las válvulas | 157           |
| <b>ANEXO AV</b><br>Dimensionamiento de los agitadores mecánicos               | 160           |
| <b>ANEXO AVI</b><br>Valores de resistencia para diferentes materiales         | 163           |
| <b>ANEXO AVII</b><br>Espesores mínimos de pared                               | 164           |
| <b>ANEXO AVIII</b><br>Diámetros para diferentes tuberías comerciales          | 165           |
| <b>ANEXO AIX</b><br>Diagrama de Moody   | 166           |
| <b>ANEXO AX</b><br>Evaluación económica                                       | 167           |



# 1 JUSTIFICACIÓN

El Instituto Nacional de Estadística y Censos (INEC), en el año 2012, señaló que solo el 13 % de las industrias manufactureras en el Ecuador realizan tratamientos de aguas residuales y el 55 % de esas aguas son enviadas al sistema de alcantarillado público (INEC, 2012, p. 30). Es decir, el 87 % de industrias no aplican tratamientos a sus efluentes y, por tanto, provocan impactos al ambiente y a la salud humana (UNESCO, 2017, p. 39).

En el caso de los efluentes de la fabricación de la resina urea-formaldehído (UF), se aplica generalmente la incineración como tratamiento de disposición final mediante gestores ambientales calificados. En relación a esta opción, el Acuerdo Ministerial No. 061 de la normativa ambiental nacional vigente indica que la incineración es un proceso termoquímico de oxidación que genera emisiones con elementos nocivos que contribuyen al deterioro de la calidad del aire como dioxinas, furanos, óxidos de azufre y nitrógeno (Ministerio del Ambiente, 2015, p. 6). Además, requiere de condiciones controladas en su operación, tales como exceso de oxígeno y temperaturas mayores a 1 500 °C (INEN, 2000, p. 21).

Los efluentes provenientes de la fabricación de la resina UF contienen principalmente agua introducida en las materias primas, soluciones de sosa usada para la limpieza del reactor, purga de las torres de refrigeración y el agua formada en la reacción de condensación. Esta última contiene formalina, solución de formaldehído en agua, misma que puede causar enfermedades en el tracto respiratorio, digestivo, entre otros y se caracteriza por presentar una elevada Demanda Química de Oxígeno (DQO) (Fundación Natura, 1991, pp.186-196; Nemerow y Dasgupta, 1998, pp. 600-602).

El desarrollo de este proyecto se basó en la producción de 7 200 kg de resina UF de una empresa de pintura ecuatoriana. De acuerdo con la caracterización inicial de una muestra representativa del efluente, se incumplen los límites permitidos para la descarga al alcantarillado público de los parámetros: DQO, Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO<sub>5</sub>), Sólidos Totales (ST) y pH, según la normativa

ambiental local (Municipio del Distrito Metropolitano de Quito, 2014). Los valores de los parámetros DQO,  $\text{DBO}_5$  y pH fueron de: 172 125,00  $\text{mgO}_2/\text{L}$ ; 0,0 y 3,23, respectivamente (Gordón, 2017, p. 4).

En la actualidad, la empresa de pintura se limita a almacenar y entregar el efluente de resina UF a gestores ambientales calificados para su posterior incineración, disposición aceptada por la autoridad ambiental.

Este efluente tiene un grado de biodegradabilidad ( $\text{DBO}_5/\text{DQO}$ ) de cero, por lo que no son opciones los tratamientos biológicos u otros convencionales debido a la presencia de compuestos tóxicos y recalcitrantes, tales como formol libre (FL), xileno y otros aditivos.

Ante ello, los procesos de oxidación avanzada (POA's) constituyen una alternativa para el tratamiento de aguas residuales que contienen contaminantes orgánicos no biodegradables. Entre ellos, el proceso Fenton es un POA que genera radicales hidroxilo, resultado de la reacción de peróxido de hidrógeno ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ), en presencia de una sal de hierro (II). Estos radicales oxidan a los compuestos orgánicos recalcitrantes, incluso hasta su mineralización (Rodríguez, Sarria, Esplugas y Pulgarin, 2002, p. 130).

Además, los radicales hidroxilo son especies más fuertes, con un elevado poder oxidante, y de rápido tratamiento al aplicarse en contaminantes orgánicos muy pesados y tóxicos que inhiben la degradación biológica (Oh, Kim y Kim, 2015, p. 885). El proceso Fenton aplicado en aguas residuales provenientes de la producción de resinas alquídicas fue experimentado por Oliveira, Viana, Verona, Vargas, Nunes y Pires (2007) y lograron la remoción del 75,2 % de la DQO.

Los procesos Fenton modificados con agentes quelantes como ácido tartárico, ácido cítrico, EDTA, ácido oxálico, entre otros, permiten trabajar en un rango de pH más amplio que el Fenton convencional, el cual requiere de un pH entre 2,5 y 3,0 (Pérez, Torrades, Doménech y Peral, 2002, p. 2704).

Además, el ácido tartárico tiene la ventaja de que generalmente no es bioacumulable, ni tóxico para la fauna acuática (De Luca, Dantas y Esplugas, 2014, p. 233).

La investigación realizada a partir de un proceso Fenton modificado con ácido tartárico, a escala de laboratorio, logró un porcentaje de remoción de 92,41 % de la DQO y mejoró el grado de biodegradabilidad de los efluentes provenientes de la elaboración de resina UF en un valor de 0,0 a 0,59 (Gordón, 2017, p. 7), lo que posibilita el tratamiento biológico.

Ante esta problemática y la mencionada alternativa, se realizó el diseño de una planta de tratamiento bajo las mejores condiciones de operación investigadas en una industria ecuatoriana de pinturas. La reducción de la concentración de los contaminantes presentes en los efluentes provenientes de la elaboración de resina UF, posibilitarían la recirculación del agua tratada hacia la línea de procesos (Gordón, 2017, p. 5).

El diseño de la planta de tratamiento de efluentes de resina UF, mediante un proceso Fenton modificado con ácido tartárico, es una opción que aporta a la reducción de efluentes peligrosos y nocivos para la salud y el ambiente. Además, permitiría la recirculación de 1 404,6 m<sup>3</sup> de efluente tratado hacia la línea de procesos de la industria de pintura y, por ende, se evitaría el pago del servicio de incineración, con el consiguiente ahorro de recursos.

## **2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

En el presente trabajo se realizó el diseño de una planta de tratamiento de efluentes de una industria de pintura mediante la aplicación de un proceso Fenton modificado con ácido tartárico.

El proyecto interno, que sirvió de base para el diseño propuesto, se desarrolló en el Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional bajo el

título: “Estudio de la biodegradabilidad y la mineralización de los efluentes generados en la producción de resinas alquídicas y urea-formaldehído, mediante procesos Fenton y Foto-Fenton modificados con agentes quelantes”, con código: EPN-PII-DCN-006-2016. La investigación determinó que los mejores resultados obtenidos fueron: concentración de ácido tartárico 3,5 mM, sulfato ferroso heptahidratado 0,7 mM, peróxido de hidrógeno 180 mM y el tiempo de reacción de 45 min. Estas condiciones permitieron alcanzar una remoción de la DQO de 92 % (Gordón, 2017, p.7)

Durante la investigación se determinó que la producción estimada de resina UF fue 21 000 kg/semana, lo que generaba una descarga de 0,4 m<sup>3</sup>/h de efluente que se destinaba a un tanque de almacenamiento para, posteriormente, ser incinerado.

## **2.1 SISTEMA DE TRATAMIENTO PARA EL EFLUENTE DE RESINA UREA-FORMALDEHÍDO**

Inicialmente, se plantea que el efluente de resina urea-formaldehído vaya a un proceso de almacenamiento, que permita tener un abastecimiento constante de materia prima frente a fluctuaciones que se den en el proceso de obtención de la resina (Sinnott y Towler, 2009, p. 9).

Posteriormente, el efluente debe ser calentado hasta una temperatura de 20 °C para asegurar las condiciones obtenidas a escala de laboratorio. Este proceso es posible mediante la recirculación de agua caliente que sale del proceso de enfriamiento de este sistema. El control de la temperatura se realiza mediante la apertura o cierre de una válvula que manipula el flujo de agua caliente que ingresa a un intercambiador de calor.

En el proceso de mezclado se realiza la formación del complejo tartrato de hierro, en donde se adiciona ácido tartárico a una concentración 3,5 mM y sulfato ferroso

heptahidratado a una concentración 0,7 mM, el tiempo de residencia es de 50 minutos y el valor de pH es 3,3.

El siguiente proceso es el de reacción, en el cual las corrientes de ingreso son el efluente proveniente del intercambiador de calor, el complejo tartrato de hierro y el peróxido de hidrógeno a una concentración de 180 mM. Con la adición del último reactivo se da inicio a la reacción Fenton que permite la degradación de los contaminantes orgánicos (Pontes y Pinto, 2011, p. 708). El nivel del tanque de reacción se regula mediante la manipulación del flujo de salida; el proceso de reacción dura 45 min.

A continuación, el efluente pasa al proceso de acondicionamiento de pH. Para ello, se adiciona una solución de hidróxido de sodio 10 N hasta alcanzar un valor de pH 12,00, de acuerdo con condiciones previas estudiadas a escala de laboratorio. Para la adición de hidróxido de sodio se usa un control proporcional y el tiempo de residencia es de 9 min (Metcalf y Eddy, 1995, pp. 243-247).

Una vez alcanzadas las condiciones descritas anteriormente, el efluente pasa al proceso de calentamiento para facilitar la precipitación del hierro. La temperatura que alcanza el efluente es de 80 °C. El calentamiento se consigue mediante el uso de una chaqueta, que está alimentada por un flujo de vapor de agua proveniente de un caldero pirotubular existente en la industria de pinturas. El control de temperatura se realiza mediante una válvula que permite manipular el flujo de vapor de agua hacia la chaqueta del tanque. Además, en este proceso se controla el nivel del efluente.

El siguiente proceso es de enfriamiento donde el efluente alcanza una temperatura de 40 °C, condición necesaria para el ingreso del efluente al proceso de floculación. El control de temperatura del efluente se realiza mediante la apertura o cierre de una válvula, misma que alimenta con agua fría un intercambiador de calor. El agua de enfriamiento proviene de una cisterna disponible en la industria de pinturas.

A continuación, el efluente pasa al proceso de floculación, que consiste en la aglomeración de partículas pequeñas recién desestabilizadas para que crezcan formando flóculos de mayor tamaño que son fácilmente removibles en procesos posteriores como la sedimentación y filtración. En este proceso se adiciona policloruro de aluminio (PAC) en un sistema de control proporcional; alcanza un valor de pH 6,00 y existe un controlador de nivel (Murillo, 2001, pp. 40-44).

El siguiente proceso es de sedimentación, en donde se obtienen dos corrientes: una de efluente clarificado y otra de lodos. Se considera una remoción de sólidos del 40 % (Lin, 2007, p. 608; Valencia, 1976, p. 17). En este proceso se controla el nivel de efluente mediante la manipulación del flujo de efluente clarificado.

Para mejorar las condiciones del efluente clarificado, este debe pasar al proceso de filtración, de donde se obtiene una corriente de efluente tratado, una de lodos y una corriente de pérdidas por escurrimiento (Mendieta y Picado, 2002, pp. 23-63). En esta etapa se controla la presión del efluente tratado directamente sobre la bomba de diafragma.

Los lodos obtenidos son almacenados hasta realizar una caracterización y decidir su disposición final.

### **3 CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN**

En el diseño de la planta de tratamiento se consideraron normas y parámetros, para el dimensionamiento de equipos principales y selección de equipos secundarios.

Para la optimización del diseño, se usó el tanque de almacenamiento que opera en la industria de pintura, cuyo volumen es de 6 m<sup>3</sup>.

Para el tanque de mezclado, en el que se formará el complejo tartrato de hierro, se consideró el tiempo de residencia de 50 min, establecido a escala de

laboratorio. La presión de diseño se calculó como un valor de 10 % sobre el valor de la presión de operación normal (Sinnott y Towler, 2009, p. 980). Además, se estableció un factor de seguridad del 20 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$P_d = 1,1 \times P_o \quad [3.1]$$

Donde:

$P_o$ : presión de operación (psi)

$P_d$ : presión de diseño (psi)

$$P_o = P_h + P_{atm} \quad [3.2]$$

Donde:

$P_h$ : presión hidrostática (psi)

$P_{atm}$ : presión atmosférica a condiciones de Quito (psi)

El cabezal que se seleccionó para el tanque de mezclado fue un torisférico, se determinó en función de la presión de trabajo (menor a 15 bar) (Sinnott y Towler, 2009, pp. 982-990). La determinación del espesor del cabezal torisférico se realizó con la Ecuación 3.3.

$$t_E = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{S \times E - 0,1 \times P_d} \quad [3.3]$$

Donde:

$P_d$ : presión de diseño (psi)

$R_c$ : radio de la corona (in)

S: resistencia (psi)

E: eficiencia de la soldadura

$t_E$ : espesor cabezal torisférico (in)

El valor de la resistencia (S) se obtuvo a partir de la Figura AVI.1., que se muestra en el Anexo AVI.

El valor del radio de la corona se determinó a partir de la Ecuación 3.4

$$R_c = 0,06 \times D_i \quad [3.4]$$

Donde:

$D_i$ : diámetro del tanque

El dimensionamiento del reactor se realizó a la temperatura y presión de diseño (Sinnott y Towler, 2009, p. 980) y al mejor tiempo de residencia obtenido a escala de laboratorio, es decir de 45 minutos.

Se consideró la relación descrita en la Ecuación 3.5. (Bellera, Fernández, Serna, Doménech, López y Benito, 2010, p. 96) y se estableció un factor de seguridad del 20 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$H = 1,5 \times D \quad [3.5]$$

Donde:

H: altura del reactor (m)

D: diámetro del reactor (m)

Al igual que para el tanque de formación de complejo, el tipo de cabezal que se seleccionó fue torisférico, por tanto, el espesor se determinó a partir de la Ecuación 3.3.

Para el dimensionamiento del tanque de acondicionamiento enchaquetado, se consideró un tiempo de contingencia de 9 min para mezcla rápida (Metcalf y Eddy,



1995, pp. 243-247), además se estableció un factor de seguridad del 20 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37). La presión de diseño se determinó a partir de la Ecuación 3.1. El tipo de cabezal seleccionado fue un torisférico, cuyo espesor se calculó según la Ecuación 3.3.

Según especificaciones técnicas del personal de mantenimiento de la industria de pinturas, el espesor de la capa de aislamiento del tanque enchaquetado debe ser de 7 mm, el material de aislamiento térmico es fibra de vidrio y un recubrimiento con tol de 0,8 mm.

El tiempo de residencia para el tanque de floculación fue de 10 min, valor establecido para tratamientos similares de aguas residuales (Metcalf y Eddy, 1995, p. 245). La presión de diseño se calculó también a partir de la Ecuación 3.1. Se consideró un cabezal torisférico, bajo los mismos criterios indicados anteriormente, por tanto, el espesor del cabezal se calculó a partir de la Ecuación 3.3.

El cálculo del espesor de las paredes para los tanques de mezclado, acondicionamiento, floculación y reactor, se realizó con la aplicación de la Ecuación 3.6 (Sinnott y Towler, 2009, p. 986).

$$t_T = \frac{Pd \times Di}{4 \times S \times E + 0,8 \times Pd} \quad [3.6]$$

Donde:

- Pd: presión de diseño (psi)
- Di: diámetro del tanque (in)
- S: resistencia (psi)
- E: eficiencia de la soldadura
- $t_T$ : espesor del tanque

Según Sinnott (2009), al valor calculado de espesor del tanque, a partir de la Ecuación 3.6, se debe añadir la tolerancia a la corrosión, cuyo rango es de 2 a 4 mm, de acuerdo con las condiciones del proceso (p. 985).

El nivel del líquido en la tapa de los tanques de mezclado, acondicionamiento, floculación y del reactor se determinó a partir de la Ecuación 3.7.

$$L_f = 0,169 \times D_i \quad [3.7]$$

Donde:

$D_i$ : diámetro del tanque (m)

$L_f$ : nivel del líquido (m)

Se consideró, como criterio de diseño para el sedimentador, una remoción de sólidos del 40 % (Lin, 2007, p. 608; Valencia, 1976, p. 17). De acuerdo con la Guía para Desarenadores y Sedimentadores de la OPS (2005) se determinaron dimensiones como profundidad, ancho y largo (p. 18).

$$\frac{L}{B} = 3 \quad [3.8]$$

Donde:

$L$ : largo (m)

$B$ : ancho (m)

$$\frac{L}{H} = 5 \quad [3.9]$$

Donde:

$L$ : largo (m)

$H$ : profundidad (m)

Para determinar el área de la superficie del sedimentador se definió una carga superficial de 20 m/día, valor que se aplica cuando se usa previamente un proceso de floculación (Pérez, 1981, p. 109).

$$A_s = \frac{Q}{v} \quad [3.10]$$

Donde:

Q: caudal de operación (m<sup>3</sup>/h)

v: carga superficial (m/día)

A<sub>s</sub>: área superficial (m<sup>2</sup>)

Se calculó el tiempo de retención a partir de la Ecuación 3.11, para lo cual se consideró un factor de seguridad del 20 %.

$$t_r = \frac{L \times B \times H \times \text{factor de seguridad}}{Q} \quad [3.11]$$

Donde:

t<sub>r</sub>: tiempo de retención (h)

L: largo (m)

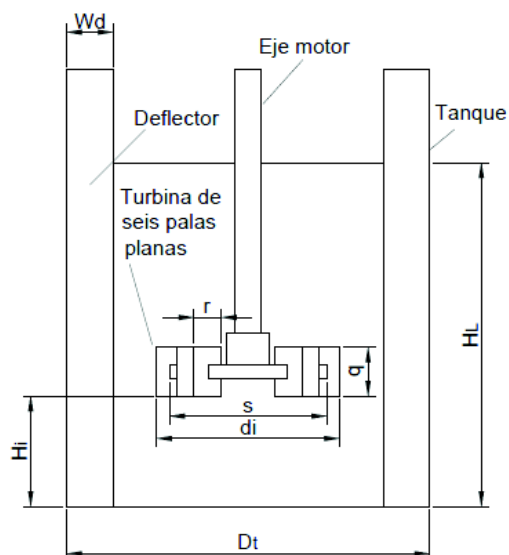
B: ancho (m)

H: profundidad (m)

Q: caudal de operación (m<sup>3</sup>/h)

Para el filtro prensa se estableció una filtración a caudal constante (Metcalf y Eddy, 1995, p. 293). La selección del material filtrante consideró propiedades como abrasión, reactividad, resistencia a la temperatura y costo (Ventosilla, 2014, pp. 119-122).

Los agitadores mecánicos para los tanques de formación de complejo, reacción, acondicionamiento y floculación se diseñaron en función del diámetro del tanque (Metcalf y Eddy, 1995, p. 247). También se consideró el uso de deflectores y la distancia a la que deberían ubicarse con respecto al tanque (Couper, Penney, Fair y Walas, 2012, p. 277). El cálculo se realizó a partir de la Ecuación 3.12 hasta la Ecuación 3.20. El esquema del agitador se muestra en la Figura 3.1



**Figura 3.1.** Esquema de un agitador en un tanque con deflectores  
(Metcalf y Eddy, 1995, p. 247)

$$d_i = \frac{\text{diámetro del tanque } (D_t)}{3} \quad [3.12]$$

$$H_i = \text{diámetro del impulsor } (d_i) \quad [3.13]$$

$$q = \frac{\text{diámetro del impulsor } (d_i)}{5} \quad [3.14]$$

$$r = \frac{\text{diámetro del impulsor } (d_i)}{4} \quad [3.15]$$

$$\frac{r}{2} = \frac{\text{diámetro del impulsor } (d_i)}{8} \quad [3.16]$$

El diseño de los agitadores incluyó un solo impulsor, por lo que, la altura del líquido  $H_L$  es igual al diámetro del tanque

$$H_L = D_t = \text{diámetro del tanque} \quad [3.17]$$

$$W_d = \frac{\text{diámetro del tanque } (D_t)}{10} \quad [3.18]$$

$$\frac{W_d}{6} = \frac{\text{diámetro del tanque } (D_t)}{6} \quad [3.19]$$

Al usar una chaqueta de calentamiento, el deflector se coloca  $1/6 W_d$  de la pared (Couper et al., 2012, p. 277). El número de deflectores fue 4, dispuestos verticalmente, desde el fondo y con cierto nivel por encima del nivel del líquido (Metcalf y Eddy, 1995, p. 247).

$$S = \frac{\text{diámetro del tanque } (D_t)}{4} \quad [3.20]$$

Donde:

|           |  |
|-----------|--|
| $D_t$ :   | diámetro del tanque (m)  |
| $d_i$ :   | diámetro del impulsor (m)  |
| $H_i$ :   | altura del impulsor respecto al fondo (m)                          |
| $q$ :     | anchura de las palas (m)   |
| $r$ :     | longitud de las palas del impulsor (m)                             |
| $r/2$ :   | longitud de las palas de impulsor montadas en el disco central (m) |
| $H_L$ :   | altura del líquido (m)   |
| $W_d$ :   | ancho del deflector (m)  |
| $W_d/6$ : | distancia del deflector al tanque (m)                              |
| $S$ :     | diámetro del disco central (m)                                     |

La potencia del agitador se determinó a partir de la Ecuación 3.21. (Metcalf y Eddy, 1995, p. 245).

$$P = G^2 \times \mu \times v \quad [3.21]$$

Donde

- G: gradiente de velocidad medio ( $s^{-1}$ )
- $\mu$ : viscosidad dinámica ( $Ns/m^2$ )
- v: volumen del tanque ( $m^3$ )
- P: potencia (W)

La selección de las bombas se determinó en función del tipo de fluido, el caudal, el flujo, la corrosividad y el servicio (Jenkins, 2012, p. 13; McCabe, 2007, p. 220). Además, se especificaron las condiciones de operación, *total head dynamic* (TDH), material de construcción y un factor de seguridad del 15 % (Couper et al., 2012, pp. 1-7).

La selección de tuberías consideró diámetros apropiados y rangos de velocidades correspondientes con el tipo de fluido (McCabe, 2007, p. 209). Se determinaron las presiones de succión y descarga para cada tramo de tubería.

La selección de las válvulas se realizó en función de la constante de descarga y del coeficiente de flujo de la válvula ( $c_v$ ); se determinó un factor de seguridad del 20 % (Guerra, 2007, p. 189).

Las válvulas de control se dimensionaron en función del caudal (Q). Para la caída de presión se consideró un valor igual al 20 % del *total head dynamic* (TDH) o 10 psi, se escogió el valor que fuera mayor. El valor del coeficiente de flujo de las válvulas de control se calculó a partir de la Ecuación 3.22 (Smith y Corripio, 2007, pp. 200-208).

$$c_v = q \times \sqrt{\frac{G_f}{\Delta P}} \quad [3.22]$$

Donde:

- q: flujo de líquido (gpm)
- $\Delta P$ : caída de presión (psi)
- $G_f$ : gravedad específica del líquido
- $c_v$ : coeficiente de flujo de la válvula

### **3.1 Criterios para la evaluación de los diagramas característicos de la planta de efluentes de resina urea-formaldehído**

Para el desarrollo del diagrama de bloques (BFD) se consideró la secuencia de operaciones unitarias. Según Peters (2002) se debe emplear la anatomía del proceso de un producto (p. 37), para lo cual se representaron los procesos de manera individual, junto con las cantidades de las corrientes de cada proceso (Couper et al., 2012, p. 17), como se indica en la Figura 4.1.

En cuanto al diagrama de flujo del proceso (PFD) se indicó las condiciones de operación y material de los equipos, los respectivos balances, las especificaciones de los equipos a usar, las variables de control, así como la simbología para la elaboración de diagramas característicos (PDVSA, 2005, pp. 2-45), los cuales se detallan en las Figura 4.2, 4.3 y 4.4.

Finalmente, con toda la información anterior se indicaron el diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID). De acuerdo con la norma ANSI/ISA S 5.4 "*Instrument Loop Diagrams*" se incluyeron los lazos de control, como en el caso de los sistemas de control de temperatura, en donde se consideró la variación de flujo del medio calefactor o enfriador (Kern, 1999, p. 876), especificaciones de los equipos, diámetros de las tuberías y válvulas (Couper et al., 2012, p. 32).

## 4 DISEÑO DE LA PLANTA

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

#### 4.1.1 DIAGRAMA DE BLOQUES BFD

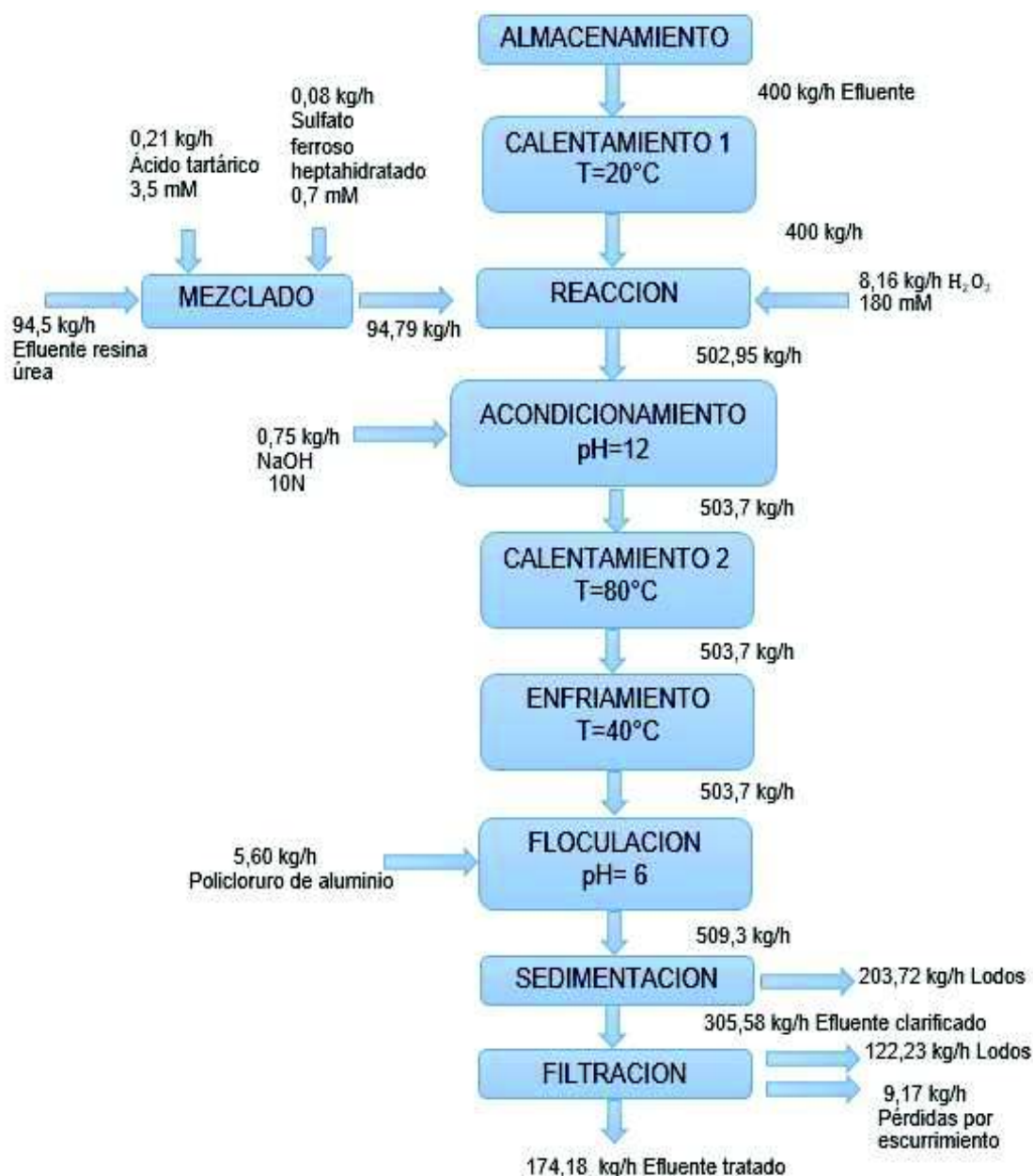


Figura 4.1. Diagrama de flujo PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído



4.1.2 SIMBOLOGÍA DIAGRAMA PFD DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE RESINA UF

| SIMBOLOGÍA   |   |  |  |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |
|--|---|--|--|---|--------------------------|--|---|--|-------------|--|--------------------------------|--|--|
| ABREVIATURAS   | TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN   | EQUIPOS EN EL PFD  | EQUIPOS EN EL P&ID   |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |
| <p><b>Código de equipos</b></p> <p>EL: Interconmutador de calor<br/>                     R: Reactor<br/>                     TR: Separador<br/>                     TR: Tanque<br/>                     TR: Tanque con aplicación<br/>                     TR: Tanque anaquepulsado<br/>                     TR: Reactor</p> <p><b>Código de servicio</b></p> <p>OR: Líquido caliente<br/>                     OR: Fuente acondicionada<br/>                     OR: Fuente fría<br/>                     OR: Fuente enfriada<br/>                     OR: Fuente mezclada<br/>                     OR: Fuente resqueada<br/>                     OR: Fuente acidulada<br/>                     OR: Fuente alcalina<br/>                     OR: Fuente urea</p> <p><b>Código de aislamiento</b></p> <p>LI: Líquido<br/>                     VA: Vapor de baja presión<br/>                     VA: Vapor de alta presión<br/>                     VA: Vapor de agua<br/>                     VA: Vapor de enfriamiento<br/>                     VA: Agua caliente</p> <p><b>Código del material</b></p> <p>AS: Acero inoxidable<br/>                     CO: Carbono<br/>                     PA: Polipropileno<br/>                     PV: Polivinilideno<br/>                     PV: Policloruro de vinilo</p> <p><b>Código de aislamiento</b></p> <p>PP: Protección personal</p> <p><b>Código de instrumentación</b></p> <p>PI: Indicador controlador de flujo<br/>                     PI: Nivel operación alto<br/>                     PI: Nivel operación bajo<br/>                     PI: Nivel alarma<br/>                     PI: Indicador controlador de nivel<br/>                     PI: Nivel operación normal<br/>                     PI: Controlador de presión<br/>                     PI: Transmisor indicador de presión<br/>                     PI: Indicador controlador de temperatura<br/>                     PI: Transmisor controlador de temperatura</p> <p><b>Misceláneos</b></p> <p>EV: Válvula de control<br/>                     FC: Falla cerrada<br/>                     HA: Válvula manual<br/>                     HA: Válvula de alivio de presión<br/>                     HA: Válvula de alivio de presión<br/>                     TDH: Carga dinámica total</p> | <p><b>Válvulas</b></p> <p>Válvula de retención<br/>                     Válvula de bola<br/>                     Válvula de compuerta<br/>                     Válvula de control con actuador tipo diafragma<br/>                     Válvula solenóide<br/>                     Válvula de alivio de presión<br/>                     Válvula de alivio de presión y vacío</p> <p><b>Accesorios de tubería</b></p> <p>Reducción concéntrica<br/>                     Tapón<br/>                     Conexión localizada<br/>                     Trampa de vapor<br/>                     Placa orificio</p> <p><b>Drenaje</b></p> <p>Conector de pátulas<br/>                     Código de servicio<br/>                     Descripción</p> <p><b>Señales de instrumentación</b></p> <p>Señal de instrumentación<br/>                     Señal manual<br/>                     Señal automática</p> <p><b>Líneas de tubería</b></p> <p>Línea principal<br/>                     Línea secundaria</p> <p><b>Identificación de equipos</b></p> <p>Agua C/D<br/>                     Identificado de equipos<br/>                     Número de equipo<br/>                     Código del área<br/>                     Código de equipos</p> | <p><b>Identificación de equipos</b></p> <p>X<sup>1</sup>-Y-0.00-AA-A-0<sup>1</sup><br/>                     Espesor de aislamiento<br/>                     Código de aislamiento<br/>                     Número de servicio<br/>                     Código de área<br/>                     Código de equipo<br/>                     Diámetro nominal</p> <p><b>Identificación del instrumento</b></p> <p>XYZ<br/>                     X: Variable medida<br/>                     YZ: Función del instrumento<br/>                     XXXX: Número de lazo</p> <p><b>SÍMBOLOS DE INSTRUMENTOS</b></p> <table border="1"> <tr> <td>Localización premisa normalmente accesible al operador</td> <td>Localización auxiliar normalmente accesible al operador</td> </tr> <tr> <td>Instrumentación discreta</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Instrumentación con funciones o pantalla compartida</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Controlador</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Controlador lógico programable</td> <td></td> </tr> </table> <p><b>Misceláneos</b></p> <p>Las tuberías se accionan manualmente<br/>                     Límite de tubería<br/>                     Límite de pasarela</p> | Localización premisa normalmente accesible al operador                                       | Localización auxiliar normalmente accesible al operador | Instrumentación discreta |  | Instrumentación con funciones o pantalla compartida |  | Controlador |  | Controlador lógico programable |  | <p><b>Tanques/Reactores</b></p> <p>Tanque con aplicación<br/>                     Reactor</p> <p><b>Interconmutadores de calor</b></p> <p>Interconmutador de calor de tubos y conata</p> <p><b>Bombas</b></p> <p>Bombas<br/>                     Bomba desplazamiento positivo</p> <p><b>Misceláneos</b></p> <p>Sedimentador<br/>                     Filtro</p> |
| Localización premisa normalmente accesible al operador   | Localización auxiliar normalmente accesible al operador   |  |  |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |
| Instrumentación discreta   |   |  |  |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |
| Instrumentación con funciones o pantalla compartida  |   |  |  |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |
| Controlador  |   |  |  |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |
| Controlador lógico programable   |   |  |  |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |
| <p>NOTAS GENERALES</p>   |   |  |  |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |
| <p>PROPIETARIO/REGISTRO DE DISEÑO: <b>Escuela Politécnica Nacional</b></p> <p>DIBUJANTE: <b>Meris Quispeangui</b></p> <p>ING. DE DISEÑO: <b>Andrés Chico</b></p> <p>VERIFICADO POR: <b>Jesús Pérez</b></p> <p>ING. DE PROYECTOS: <b>Florencia Muñoz</b></p>  |   | <p>CLIENTE: <b>INDUSTRIA DE PINTURAS</b></p> <p>PROYECTO: <b>PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE RESINA UREA-FORMALDEHIDO</b></p> <p>DESCRIPCIÓN: <b>SIMBOLOGÍA</b></p>  | <p>FECHA: 2017-03</p> <p>TAMANO: A3</p> <p>ESCALA: 5/8</p> <p>HOJA: 1 DE 1</p> <p>REV: A</p> |   |                          |  |   |  |             |  |                                |  |  |

Figura 4.2. Simbología diagrama de flujo PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehido



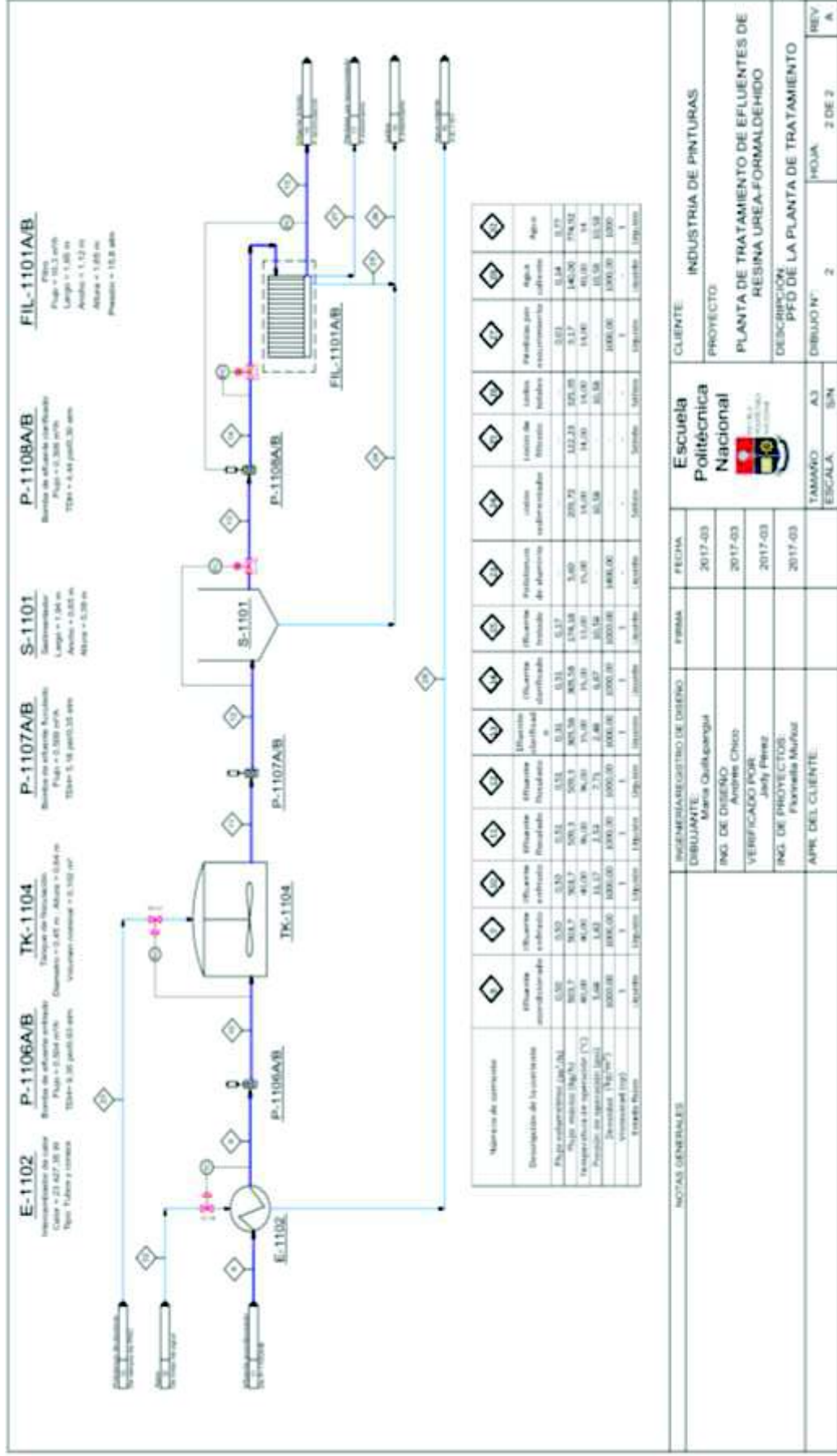


Figura 4.4. Diagrama PFD para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído, parte dos

## 4.2 BALANCE DE MASA

En la Tabla 4.1. se muestran los valores obtenidos del balance de masa realizado en cada una de las operaciones unitarias consideradas para la implementación de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído, en donde se indican flujos máscicos y volumétricos. Los cálculos se detallan en el Anexo AI.

**Tabla 4.1.** Balance de masa para la planta de tratamiento de efluentes de resina UF

| Nº Corriente | Descripción                    | Flujo volumétrico (m <sup>3</sup> /h) | Flujo máscico (kg/h) |
|--------------|--------------------------------|---------------------------------------|----------------------|
| 1            | Efluente almacenado            | 0,40                                  | 400,00               |
| 3            | Efluente calentado             | 0,40                                  | 400,00               |
| 16           | Efluente resina urea           | 0,09                                  | 94,50                |
| 17           | Ácido tartárico                | --                                    | 0,21                 |
| 18           | Sulfato ferroso heptahidratado | --                                    | 0,08                 |
| 19           | Complejo formado               | 0,09                                  | 94,79                |
| 21           | Peróxido de hidrógeno          | 0,01                                  | 8,16                 |
| 28           | Agua caliente                  | 0,14                                  | 140,00               |
| 29           | Agua fría                      | 0,14                                  | 140,00               |
| 5            | Efluente reaccionado           | 0,50                                  | 502,95               |
| 22           | Solución de hidróxido de sodio | --                                    | 0,75                 |
| 30           | Vapor de agua                  | --                                    | 72,17                |
| 31           | Condesado                      | --                                    | 72,17                |
| 7            | Efluente acondicionado         | 0,50                                  | 503,7                |
| 32           | Agua                           | 0,77                                  | 774,91               |
| 9            | Efluente enfriado              | 0,50                                  | 503,70               |
| 23           | Policloruro de aluminio        | --                                    | 5,60                 |
| 11           | Efluente floculado             | 0,51                                  | 509,30               |
| 13           | Efluente clarificado           | 0,31                                  | 305,58               |
| 15           | Efluente tratado               | 0,17                                  | 174,18               |
| 24           | Lodos de sedimentador          | --                                    | 203,72               |
| 25           | Lodos de filtro prensa         | --                                    | 122,23               |
| 27           | Pérdidas por escurrimiento     | 0,01                                  | 9,17                 |
| 26           | Lodos totales                  | --                                    | 325,95               |

### 4.3 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

El proceso de fabricación de la resina urea-formaldehído depende de la demanda del mercado, es así que la producción se realiza en lotes durante tres veces por semana. El tiempo de parada durante la fabricación de la resina urea-formaldehído posibilita el tratamiento del efluente.

Para la producción serán necesarios dos operarios, uno responsable del control y operación de cada proceso y otro que se encargará de verificar que los sistemas auxiliares trabajen con normalidad.

El primer proceso de la producción se realizará en el tanque de almacenamiento cuya capacidad es de 6 m<sup>3</sup>, en el que se realizará una homogeneización, proceso que durará 10 min.

A continuación, el efluente pasará al proceso de calentamiento hasta alcanzar una temperatura de 20 °C. Para ello, se alimentará agua caliente recirculada del proceso de enfriamiento a un intercambiador de calor. El efluente alcanza la temperatura deseada en un tiempo de 30 min.

Paralelo al proceso de calentamiento, se realizará el proceso de mezclado donde se formará el complejo tartrato de hierro, se adicionará ácido tartárico y sulfato ferroso heptahidratado. El tiempo de residencia para la formación del complejo es de 50 min.

El siguiente proceso es el de reacción donde se alimentará el efluente proveniente del intercambiador de calor, el complejo tartrato de hierro y el peróxido de hidrógeno. El tiempo de reacción durará 45 min.

Una vez que, se ha dado la reacción para degradar la materia orgánica, el efluente pasará al proceso de acondicionamiento, donde se ajustará el pH a un valor de 12,00 mediante la adición de una solución de hidróxido de sodio 10 N, el tiempo de residencia en este proceso será de 9 min.

A continuación, se deberá calentar nuevamente el efluente hasta una temperatura de 80 °C, con la adición de vapor de agua a una chaqueta. El proceso durará 30 min.

El efluente caliente pasará al proceso de enfriamiento donde alcanzará una temperatura de 40 °C. El enfriamiento se realiza mediante la alimentación de agua fría a un intercambiador de calor. La duración de este proceso se estima en 45 min.

Una vez que, el efluente haya sido enfriado pasará al proceso de floculación, en donde se adicionará el policloruro de aluminio; el tiempo de residencia es de 10 min.

El efluente floculado continuará hacia el proceso de sedimentación, donde se obtiene una corriente de lodos y una de efluente clarificado. El tiempo de residencia de sedimentación será de 68 minutos. En este proceso se necesitará un operario que retire manualmente los lodos generados.

El efluente clarificado ingresará al proceso de filtración, para lo cual se considerará una filtración a caudal constante. El tiempo de operación será de 60 min. Además, un operario realizará el desarme y ensamblaje de las placas en 60 min adicionales.

El área destinada para la producción se detalla en la Figura 4.7

#### **4.3.1 Evaluación del tiempo de duración del proceso de tratamiento de efluentes de resina UF a partir del diagrama de flechas**

El diseño de plantas permitió evaluar el tiempo de duración del proceso de tratamiento. Para ello se creó una tabla de operaciones unitarias, en donde se

indican la notación, el tipo de operación unitaria y su duración. La Tabla 4.2 detalla toda la información correspondiente al proceso de tratamiento.

**Tabla 4.2.** Operaciones unitarias de la planta diseñada y su duración para el tratamiento de efluentes de resina UF

| Notación | Operaciones unitarias | Operación unitaria antecesora | Duración (min) |
|----------|-----------------------|-------------------------------|----------------|
| A        | Almacenamiento        | -                             | 10             |
| B        | Calentamiento 1       | A                             | 30             |
| C        | Mezclado              | -                             | 50             |
| D        | Reacción              | B,C                           | 45             |
| E        | Acondicionamiento     | D                             | 9              |
| F        | Calentamiento 2       | E                             | 30             |
| G        | Enfriamiento          | F                             | 45             |
| H        | Floculación           | G                             | 10             |
| I        | Sedimentación         | H                             | 68             |
| J        | Filtración            | I                             | 120            |

A partir de la Tabla 4.2 se desarrolló el diagrama de flechas, el cual determinó el tipo de operaciones unitarias que deben terminar para luego iniciar otras. El diagrama describe gráficamente las operaciones anteriores y posteriores y su dependencia entre ellas.

La interpretación del diagrama de flechas, de acuerdo con su estructura, se realizará de izquierda a derecha y de arriba hacia abajo. El tiempo de duración se coloca debajo de cada operación unitaria. La estructura del diagrama de flechas se indica en la Figura 4.5., a partir de esta se estimó que el tiempo de duración del tratamiento del efluente de resina urea-formaldehído es de 417 min, es decir 6,95 h.

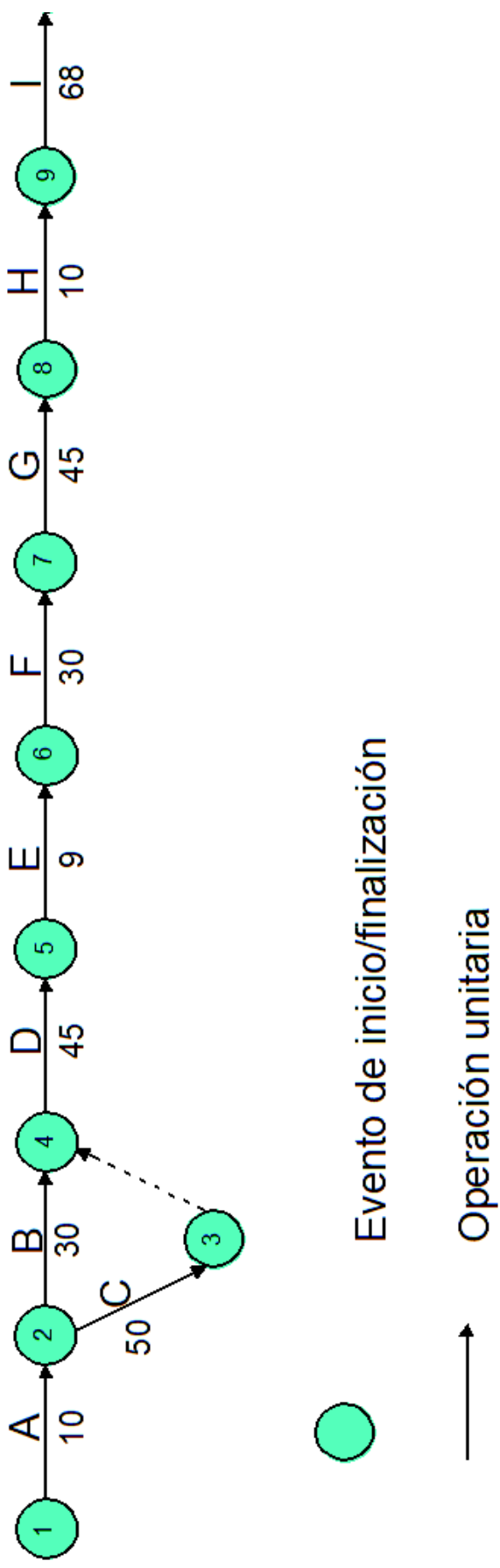


Figura 4.5. Diagrama de flechas de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído



### **4.3.2 Planificación de mantenimiento**

La planta de tratamiento diseñada se ubica dentro de la industria de pinturas, por tanto, el mantenimiento de la misma deberá ajustarse a los parámetros y condiciones establecidos por el personal de la industria. De esta manera, los equipos principales y secundarios cumplirán con un mantenimiento correctivo, preventivo y predictivo.

La programación que la planta de tratamiento deberá cumplir será: un plan anual de mantenimiento, trimestralmente se coordinarán las rutinas preventivas, mismas que tendrán un tiempo estimado de 1 a 2 h y en donde se realizará una revisión visual de los equipos.

El mantenimiento de las bombas de diafragma será trimestral, para ello se revisará que no existan fugas ni en la línea de succión, ni en la de descarga. Las mangueras deberán estar en buen estado y no presentar saturación en el silenciador.

El mantenimiento en los intercambiadores de calor, el caldero, los tanques y el reactor se realizará anualmente. En caso de que, el intercambiador de calor tenga fugas en la línea de vapor, estas serán reemplazadas en su totalidad debido a temas de seguridad.

La información mencionada fue facilitada por el personal de mantenimiento de la industria de pinturas que se encuentra a cargo de la planta de resinas.

## **4.4 BALANCE DE ENERGÍA**

En la Tabla 4.3. se indican los valores obtenidos en el balance de energía realizado en el proceso de calentamiento 1, calentamiento 2 y el enfriamiento. Los caculos se detallan en el Anexo AIII

**Tabla 4.3.** Flujo de calor de los procesos de tratamiento de efluentes de resina UF

| Proceso         | Flujo de Calor (W) |
|-----------------|--------------------|
| Calentamiento 1 | 3 255,78           |
| Calentamiento 2 | 46 927,83          |
| Enfriamiento    | 23 427,64          |

En la Tabla 4.4, se muestra el resultado del balance de energía que se realizó en el sistema de tuberías. La codificación de los tanques y equipos es la usada en los diagramas característicos de la planta de tratamiento descritos en la sección 3.1

**Tabla 4.4.** Especificaciones para cada tramo de tubería de la planta de tratamiento

| Tramo            | Especificaciones                           |  |  |
|------------------|--|--|--|
|                  | Tuberías                                   | Accesorios   | Bomba  |
| TK-1101 – E-1101 | Longitud: 10,5 m<br>Tipo: acero inoxidable | Válvula de globo:4<br>Válvula de compuerta:4<br>“T” estándar:6<br>Codo estándar 90° :4<br>Codo estándar 45° :4 | TDH: 3,41 psi<br>P <sub>succión</sub> : 2,50 psi<br>P <sub>descarga</sub> : 5,91 psi |
| E-1101 – R-1101  | Longitud: 3,0 m<br>Tipo: acero inoxidable  | Válvula de globo:2<br>Válvula de compuerta:2<br>“T” estándar:2<br>Codo estándar 90° :2<br>Codo estándar 45° :2 | TDH: 2,41 psi<br>P <sub>succión</sub> : 2,23 psi<br>P <sub>descarga</sub> :4,64 psi  |
| TK-1102 – R-1101 | Longitud: 3,0 m<br>Tipo: acero inoxidable  | Válvula de globo:2<br>Válvula de compuerta:2<br>“T” estándar:2<br>Codo estándar 90° :2<br>Codo estándar 45° :2 | TDH: 4,99 psi<br>P <sub>succión</sub> : 0,77 psi<br>P <sub>descarga</sub> : 5,76 psi |
| R-1101 – TK-1103 | Longitud: 6,0 m<br>Tipo: PVC               | Válvula de globo:4<br>Válvula de compuerta:4<br>“T” estándar:6<br>Codo estándar 90° :4<br>Codo estándar 45° :4 | TDH: 5,21 psi<br>P <sub>succión</sub> : 2,44 psi<br>P <sub>descarga</sub> : 7,65 psi |
| TK-1103 – E-1102 | Longitud: 1,5 m<br>Tipo: PVC               | Válvula de globo:2<br>Válvula de compuerta:2<br>“T” estándar:2<br>Codo estándar 90° :2<br>Codo estándar 45° :2 | TDH: 3,75 psi<br>P <sub>succión</sub> : 1,96 psi<br>P <sub>descarga</sub> : 5,71 psi |

**Tabla 4.4.** Especificaciones para cada tramo de tubería de la planta de tratamiento (continuación...)

| Tramo             | Especificaciones             |  |   |
|-------------------|------------------------------|--|---|
|                   | Tuberías                     | Accesorios   | Bomba   |
| E-1102 – TK-1104  | Longitud: 1,5 m<br>Tipo: PVC | Válvula de globo:4<br>Válvula de compuerta:4<br>“T” estándar:4<br>Codo estándar 90° :4<br>Codo estándar 45° :4 | TDH: 9,35 psi<br>P <sub>succión</sub> : 1,82 psi<br>P <sub>descarga</sub> : 11,17 psi |
| TK-1104 – S-1101  | Longitud: 3,0 m<br>Tipo: PVC | Válvula de globo:4<br>Válvula de compuerta:4<br>“T” estándar:4<br>Codo estándar 90° :4<br>Codo estándar 45° :4 | TDH: 5,18 psi<br>P <sub>succión</sub> : 2,53 psi<br>P <sub>descarga</sub> : 7,71 psi  |
| S-1101 – FIL-1101 | Longitud: 3,0 m<br>Tipo: PVC | Válvula de globo:4<br>Válvula de compuerta:4<br>“T” estándar:4<br>Codo estándar 90° :4<br>Codo estándar 45° :4 | TDH: 4,44 psi<br>P <sub>succión</sub> : 2,48 psi<br>P <sub>descarga</sub> : 6,92 psi  |

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

La distribución física de los equipos y accesorios de la planta propuesta optimiza el espacio existente dentro de la industria de pinturas y se adapta al espacio físico disponible de 10 m<sup>2</sup>.

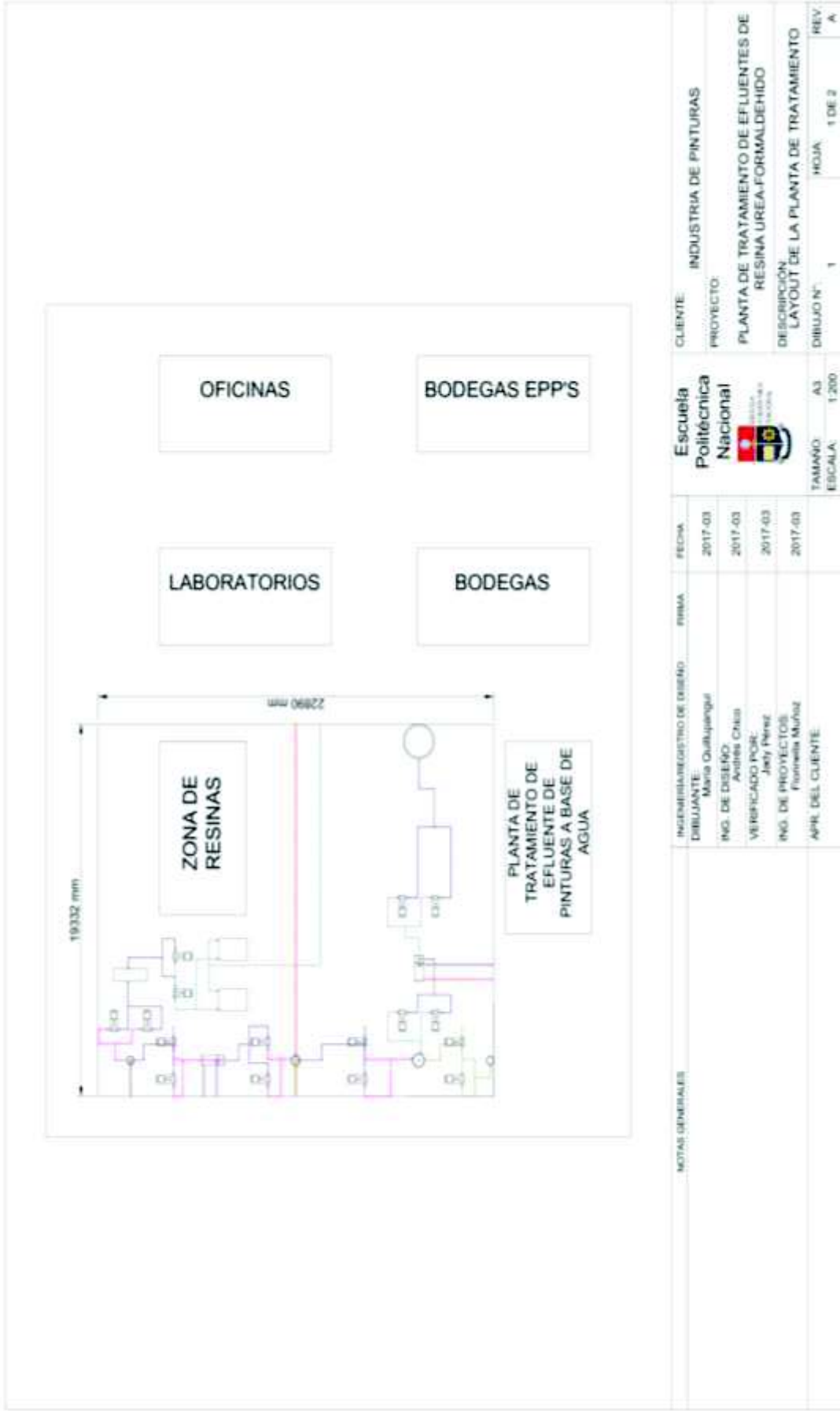
En la Figura 4.6. se presenta la ubicación de la planta diseñada dentro de las instalaciones de la industria de pinturas. En el entorno de la planta diseñada se encuentran las siguientes instalaciones: zona de preparación de resinas y la planta de tratamiento de efluentes de pinturas con base agua. El criterio de selección de la ubicación de la planta se basó en la reducción de largos tramos de traslado de materia prima.

En la Figura 4.7. se presenta el área de producción de la planta de tratamiento en donde constan la distribución y localización de tanques y equipos que permiten el tratamiento del efluente de resina UF.

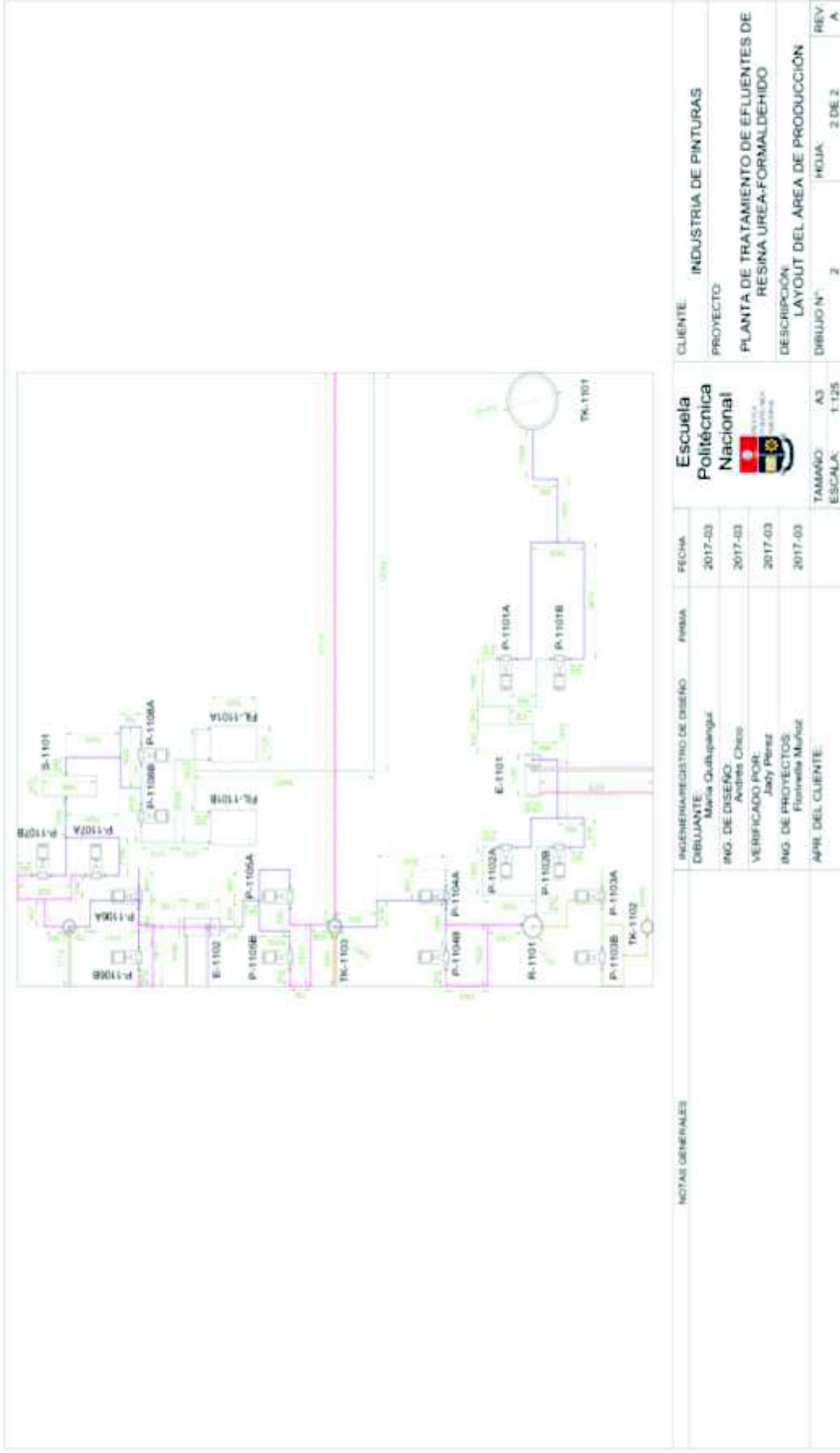
Los planos de elevación de los equipos empleados en la planta se presentan desde la Figura 4.8. hasta la Figura 4.15., en donde se indican la vista frontal, superior e isométrica del tanque de almacenamiento, el intercambiador de calor, el tanque de mezclado, el reactor, el tanque de acondicionamiento enchaquetado, el tanque de floculación, el sedimentador y el filtro prensa.

Los cálculos de las dimensiones y espesores de los diferentes tanques y reactores se muestran en el Anexo AII y se determinaron con base en los criterios de diseño y balance de masa descritos en el Anexo AI.

La zona de *utilities* corresponde a los equipos existentes en la industria de pinturas, es decir: calderos, compresores y sistemas de enfriamiento, los cuales se encuentran distribuidos en la zona de producción de resina. Así el límite de batería de la planta diseñada contempla únicamente la distribución de la misma dentro de la industria de pinturas, puesto que los suministros se encuentran localizados según los requerimientos de la industria.



**Figura 4.6.** Layout de la ubicación de la planta de tratamiento dentro de la industria de pinturas



|              |  |
|--------------|--|
| CLIENTE:     | INDUSTRIA DE PINTURAS  |
| PROYECTO:    | PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE RESINA UREA-FORMALDEHIDO |
| DESCRIPCION: | LAYOUT DEL AREA DE PRODUCCION                                  |
| DIBUJO N°:   | 2  |
| HOJA:        | 2 DE 2   |
| REV:         | A  |

**Escuela Politécnica Nacional**

TAMBAJO: A3  
ESCALA: 1:125

|                                    |         |
|------------------------------------|---------|
| INGENIERO REGISTRO DE DISEÑO:      | FECHA:  |
| DIBUJANTE: Maria Quilispangui      | 2017-03 |
| ING. DE DISEÑO: Andres Chico       | 2017-03 |
| VERIFICADO POR: Jacy Perez         | 2017-03 |
| ING. DE PROYECTOS: Fannyella Muñoz | 2017-03 |
| APR. DEL CLIENTE:                  |         |

|                  |  |
|------------------|--|
| NOTAS GENERALES: |  |
|------------------|--|

Figura 4.7. Layout correspondiente al área de producción

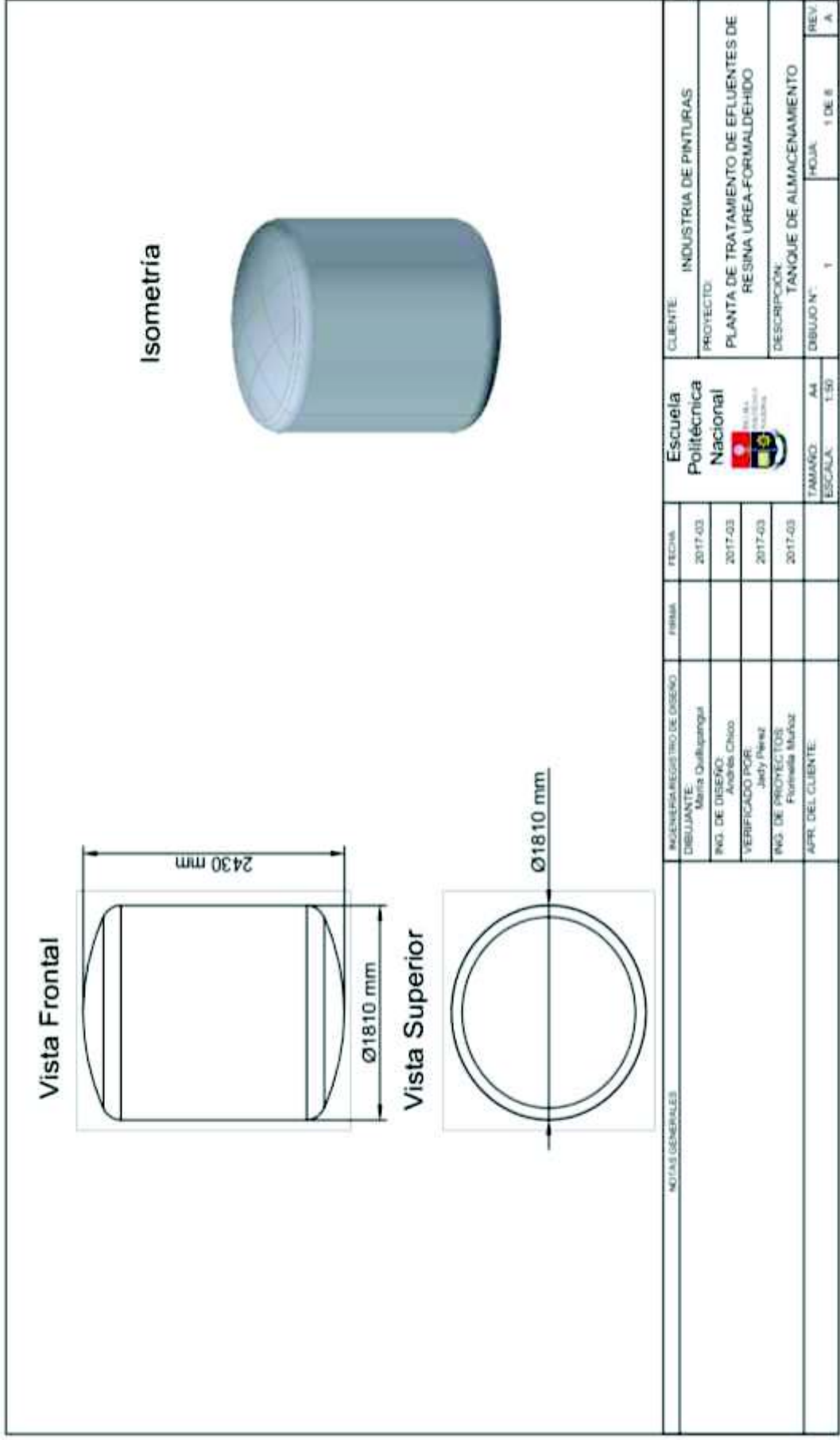


Figura 4.8. Plano de elevación del tanque de almacenamiento

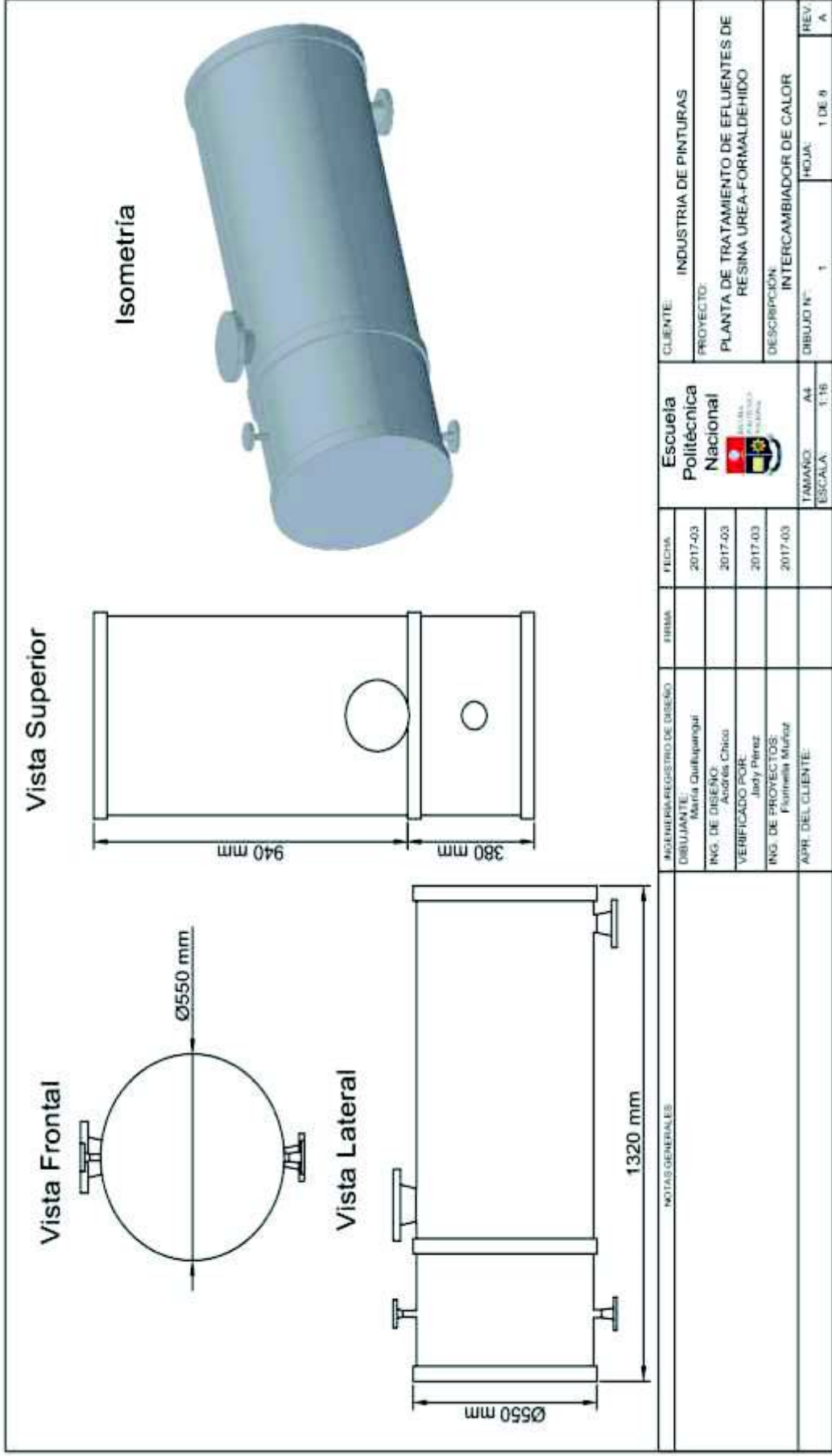


Figura 4.9. Plano de elevación del intercambiador de calor



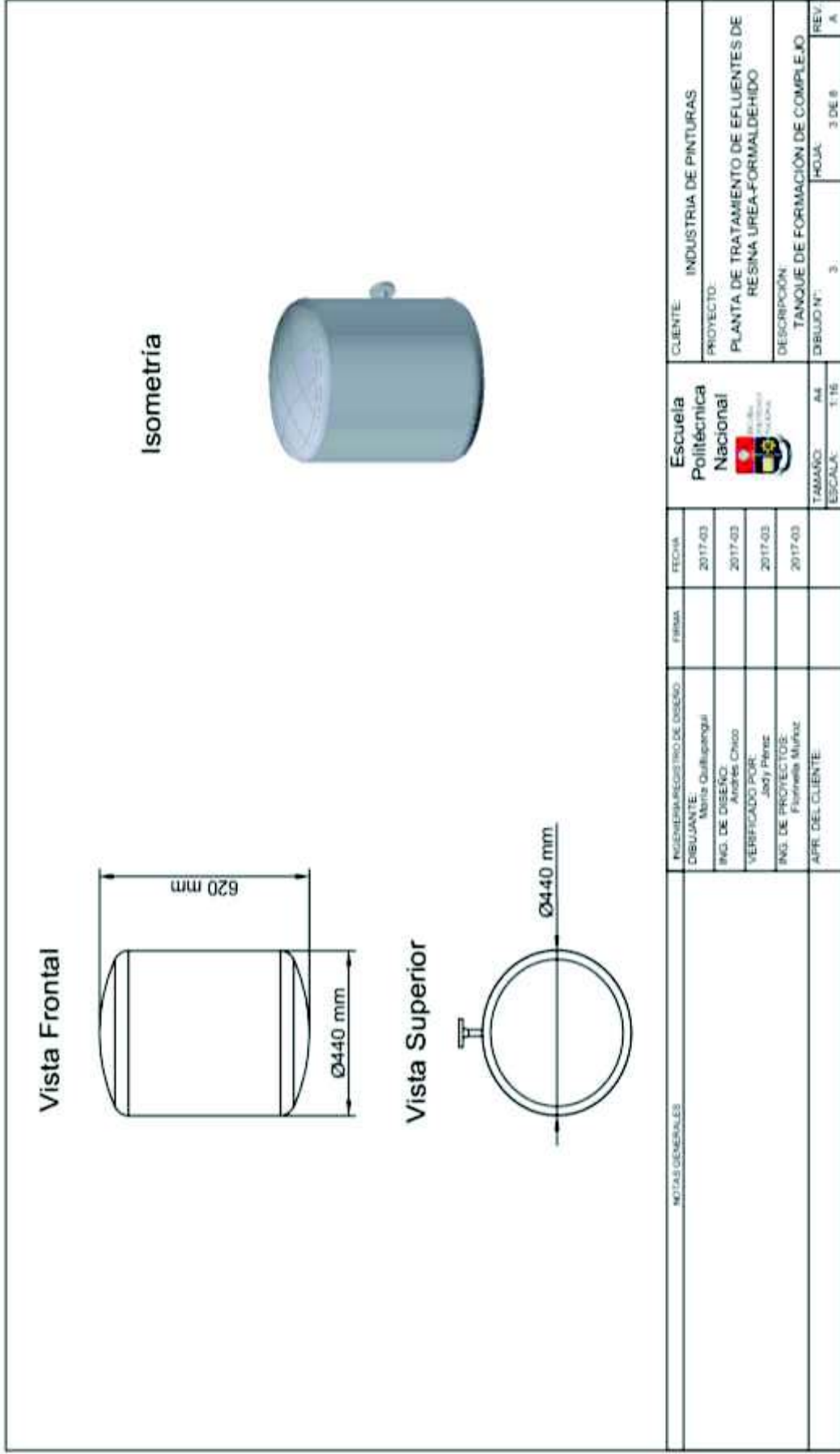


Figura 4.10. Plano de elevación del tanque de mezclado

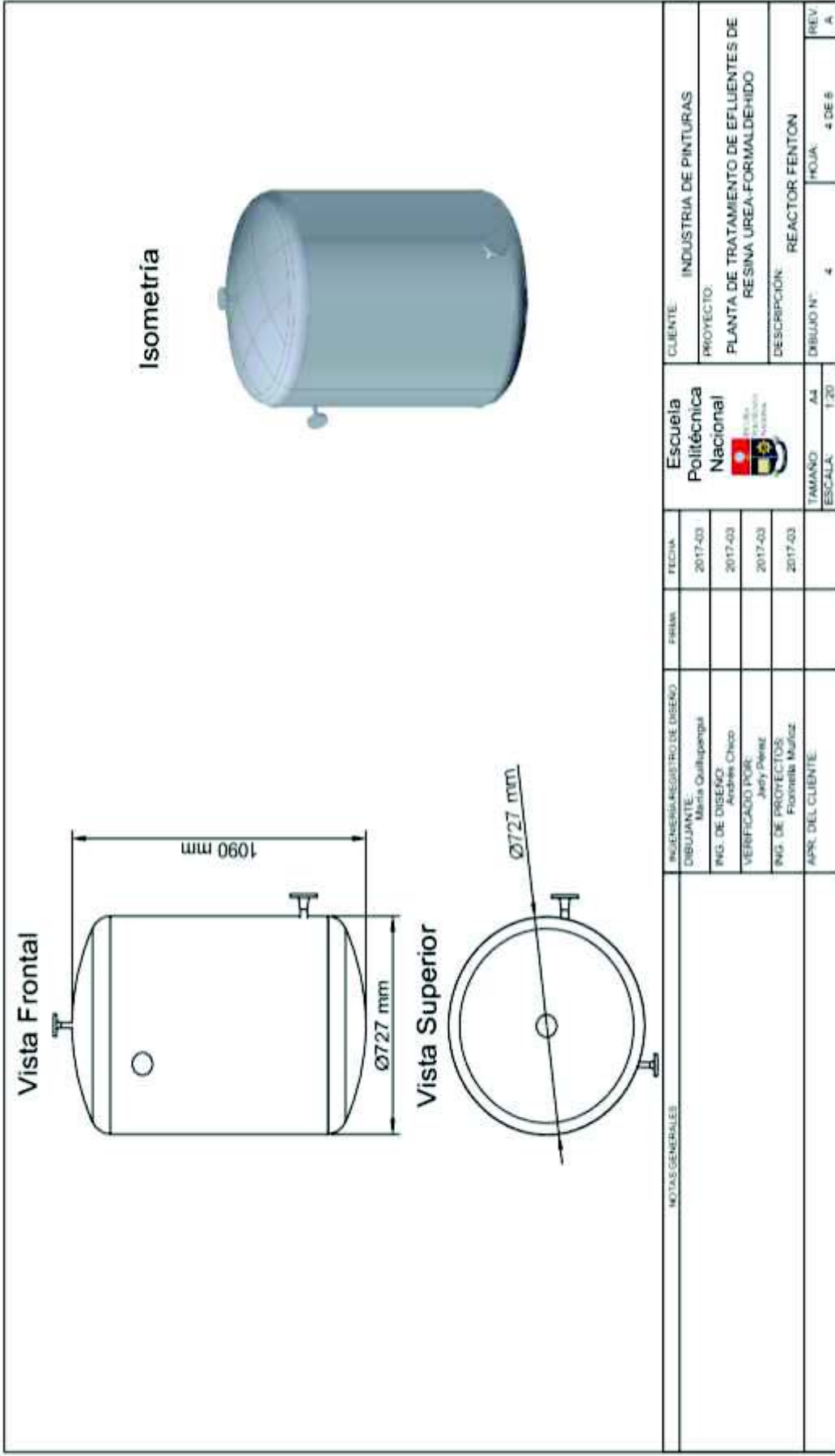


Figura 4.11. Plano de elevación del reactor Fenton

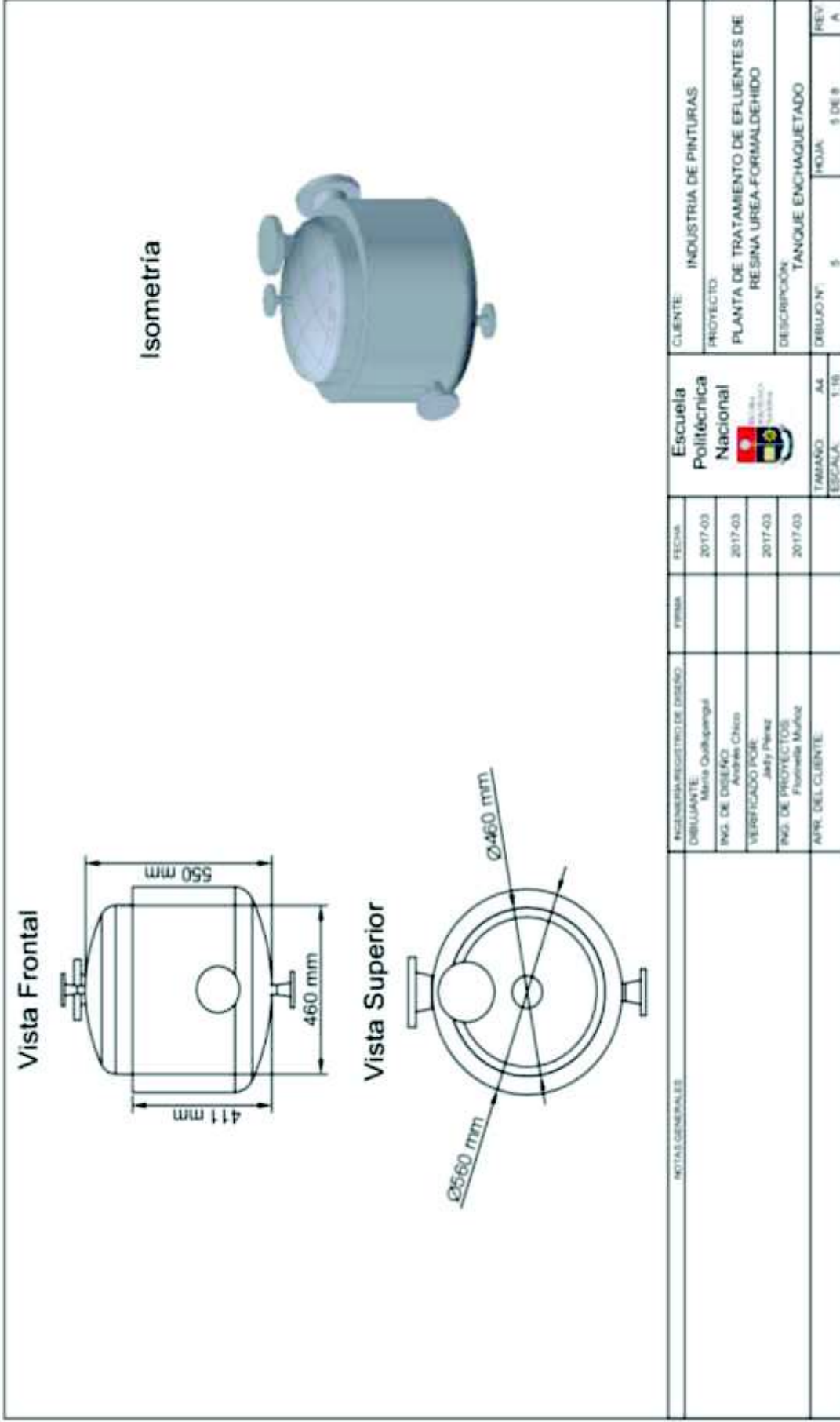


Figura 4.12. Plano de elevación del tanque de acondicionamiento enchaquetado

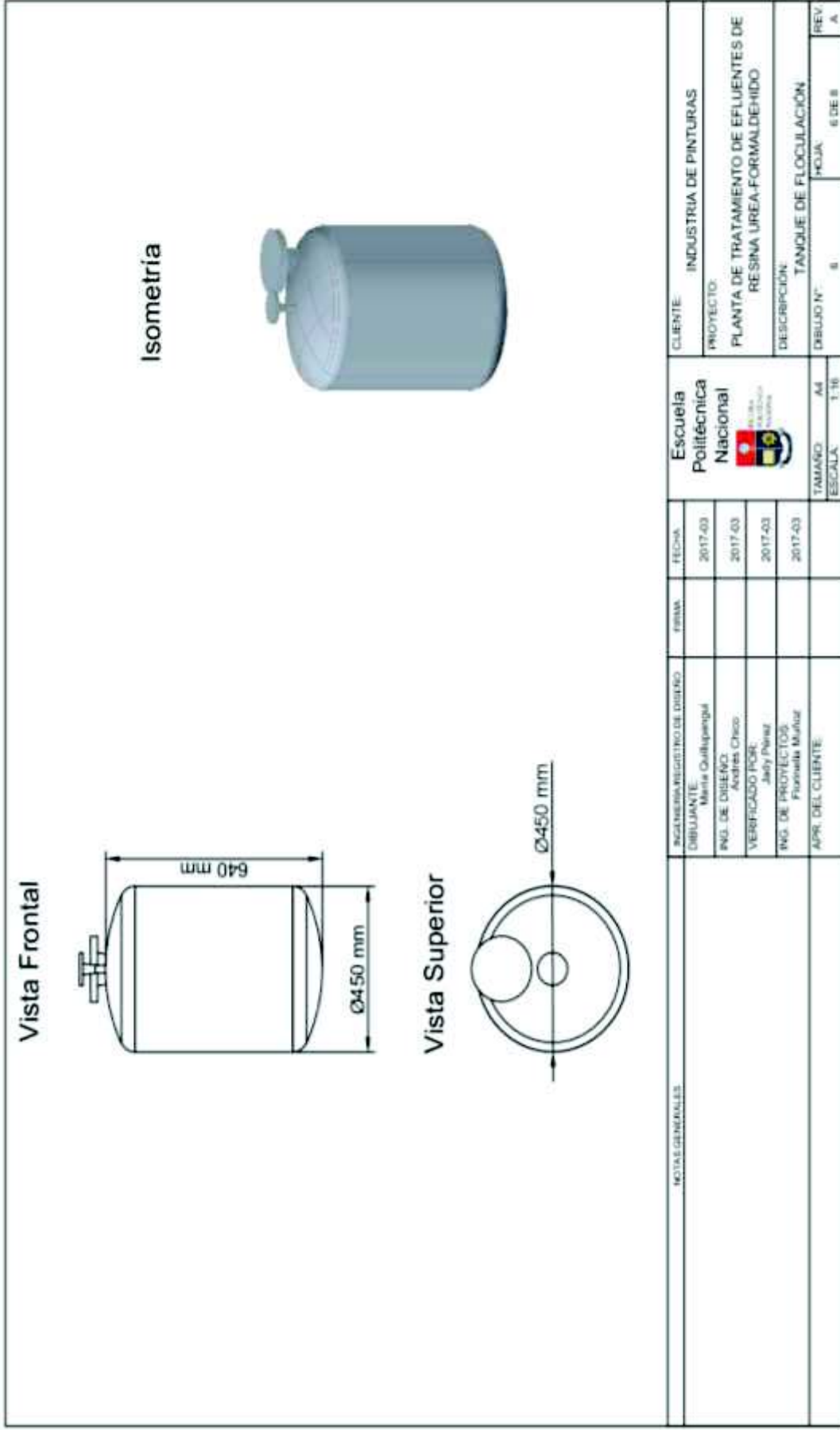


Figura 4.13. Plano de elevación del tanque de floculación

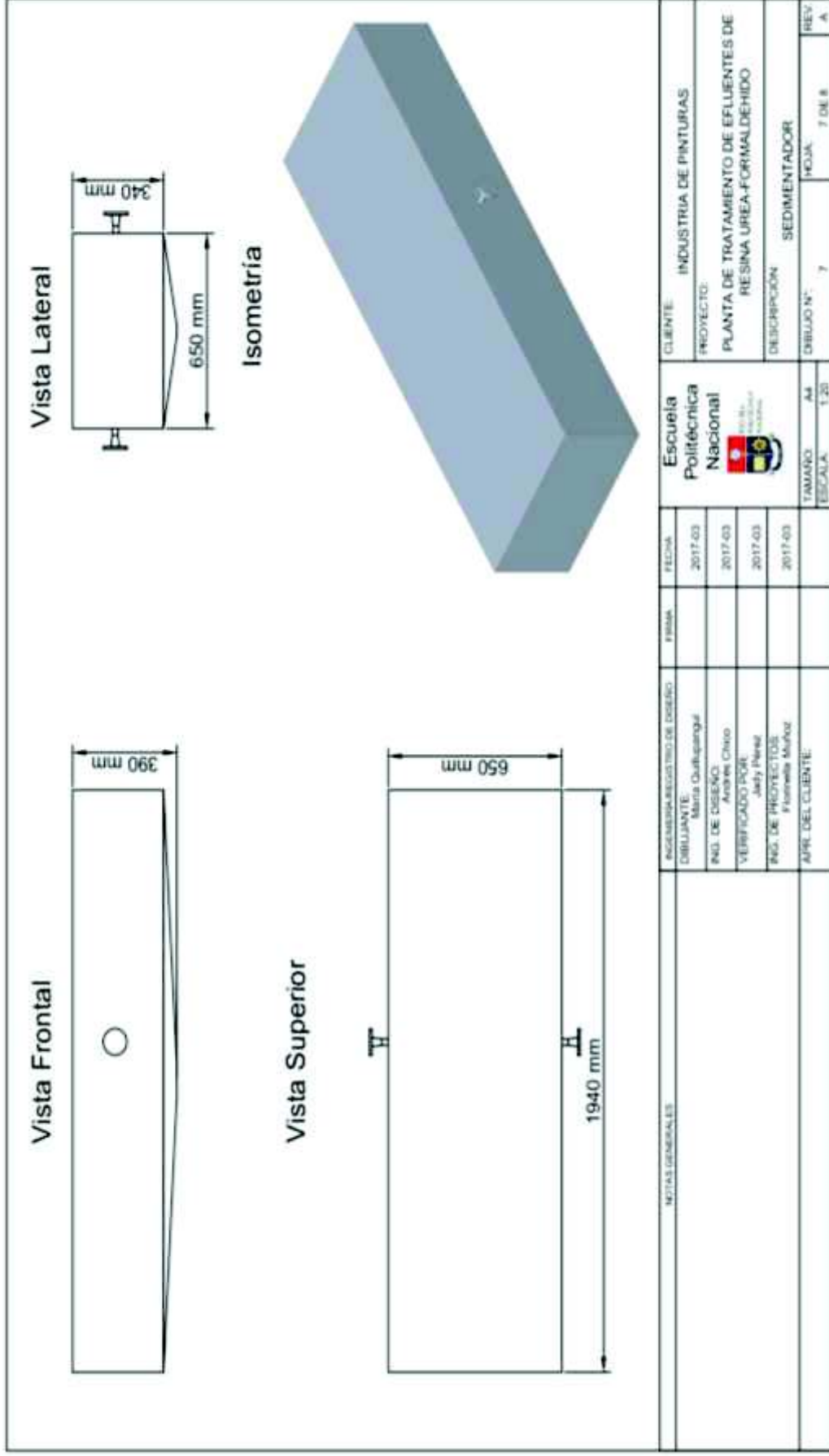


Figura 4.14. Plano de elevación del sedimentador

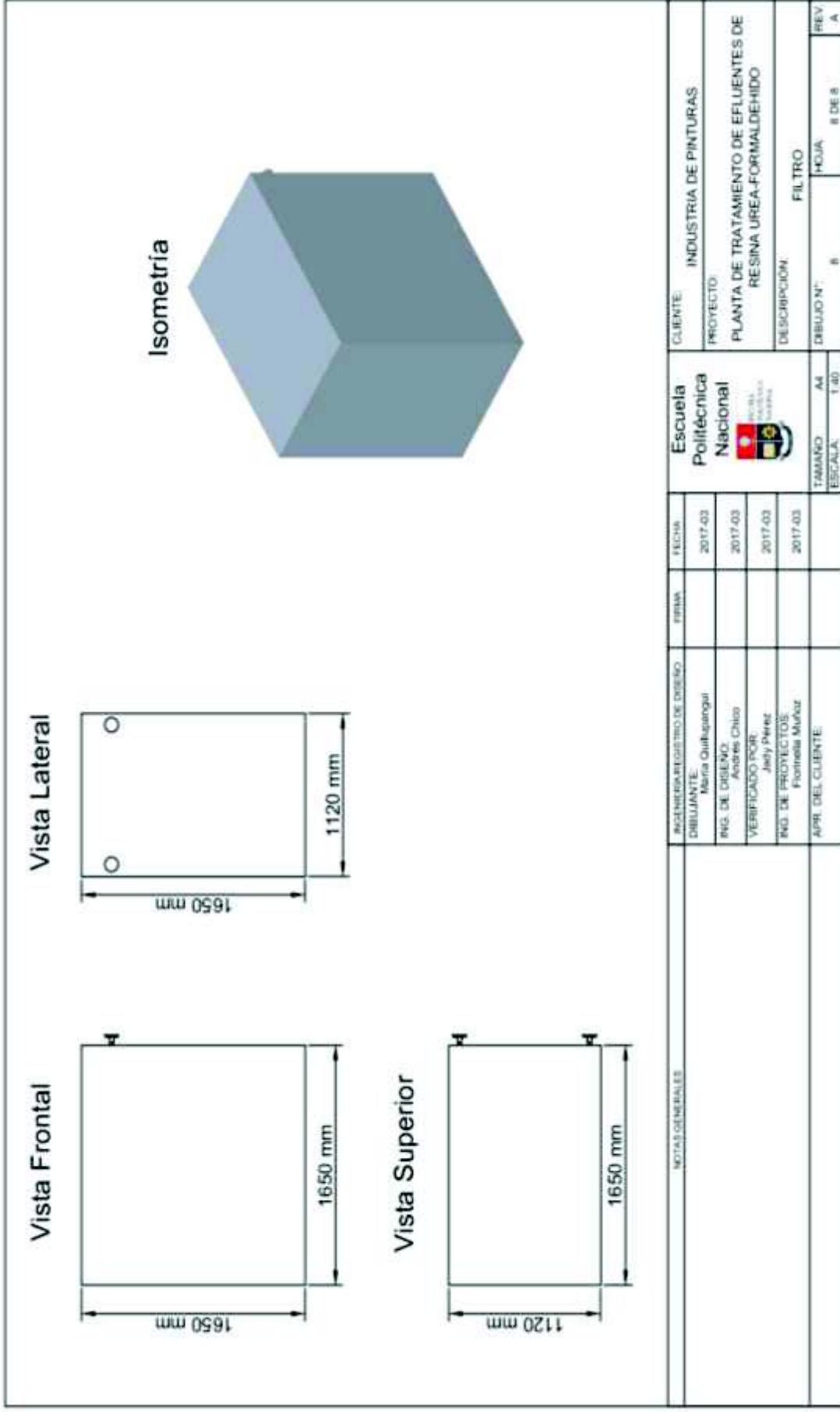


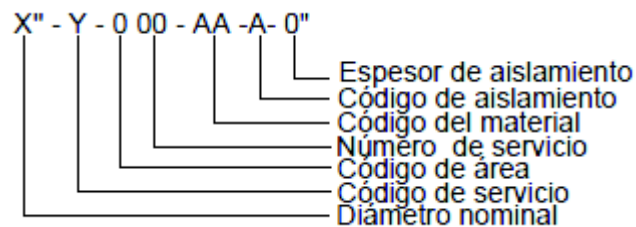
Figura 4.15. Plano de elevación del filtro prensa

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

Los diagramas de tuberías e instrumentación muestran la disposición de los equipos del proceso, tuberías, bombas, instrumentos, válvulas y otros accesorios (Sinnot, 2009, p. 236).

Los diagramas característicos P&IDs, mostrados a continuación contienen la configuración de los lazos de control que requiere cada proceso, tal es el caso de controladores de nivel, controladores de temperatura y controladores proporcionales. Del mismo modo, los sistemas de alivio de presión, que garantizan el funcionamiento seguro de la planta diseñada (Toghraei, 2014, pp. 62-67).

La identificación de las líneas de tubería del diagrama P&ID se indican en la Figura 4.16.



**Figura 4.16.** Identificación de líneas de tubería P&ID

Los diagramas P&IDs de cada proceso se muestran a partir de la Figura 4.17. hasta la Figura 4.21., en donde se detallan: diámetros y especificaciones de tuberías, configuraciones de bombas, lazos de control, equipos y su *backup*, válvulas de control y alarmas.

En el diagrama P&ID *utility*, correspondiente a la Figura 4.22., se encuentra el suministro de vapor hacia el tanque enchaquetado TK-1103, proveniente del caldero pirotubular disponible en la industria de pintura. El caldero pirotubular tiene una capacidad máxima de generación de vapor de 5 177 lb/h y una presión de diseño de 150 psi. A su vez se observa que el agua de enfriamiento se

alimenta hacia el intercambiador E-1101, suministrado por la cisterna disponible en planta. La cisterna tiene un volumen de 438 m<sup>3</sup> y abastece a los procesos de enfriamiento requeridos en planta, información recopilada a través del personal de mantenimiento.

El suministro de vapor de agua se realizaría a través de una tubería de acero negro con un espesor de aislamiento de 10 mm.

En las válvulas de control se especifica el tipo de falla (FC= falla cerrada y FO= falla abierta), estas configuraciones permiten la operación segura de la planta en caso de existir una suspensión del suministro eléctrico y minimizan la afectación en el desempeño de los demás procesos.

Todas las consideraciones y especificaciones del diagrama P&ID se obtiene a través de los balances de masa, energía y del diseño de equipos principales y secundarios.



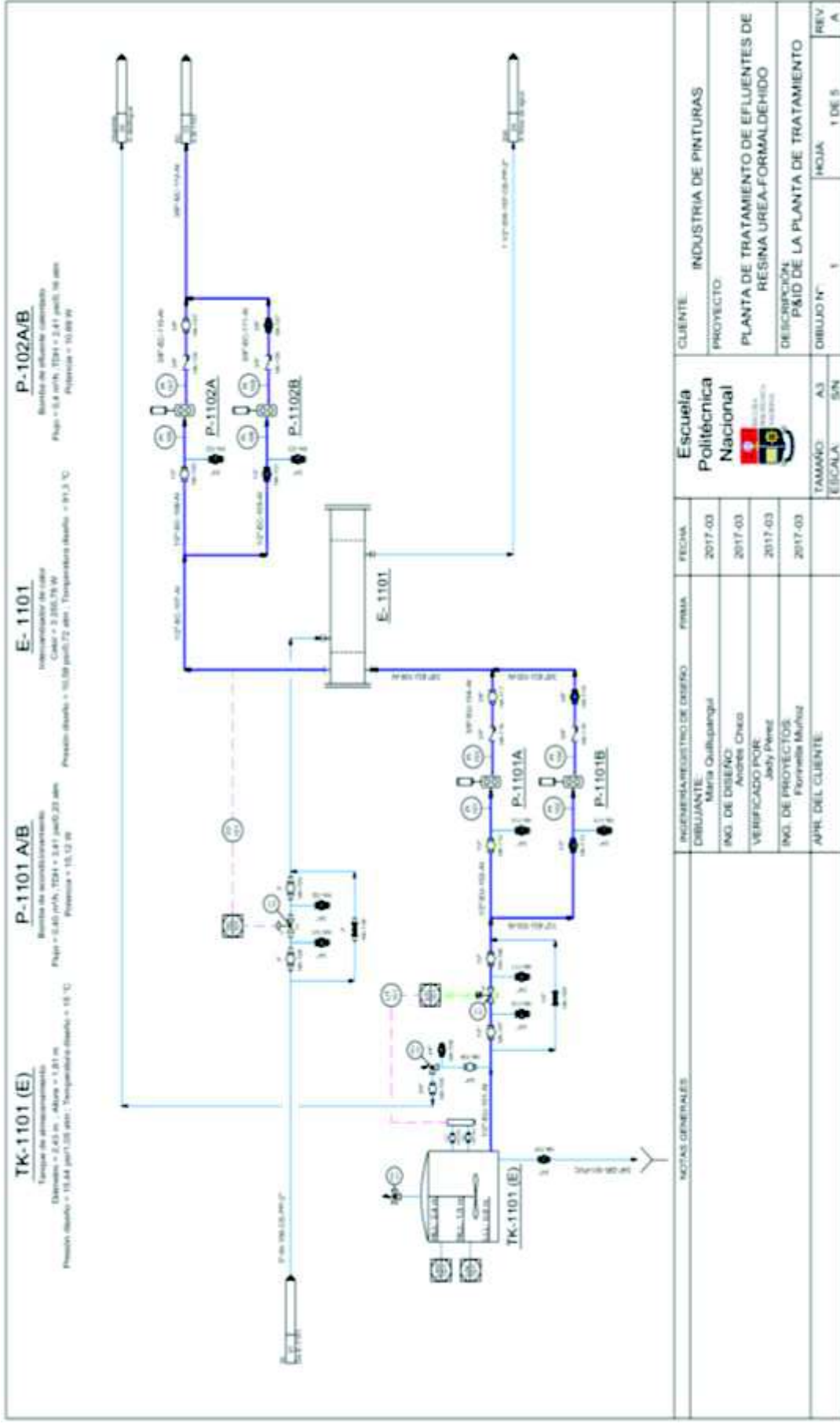


Figura 4.17. Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte uno

|  |             |              |
|--|-------------|--------------|
| INDUSTRIA DE PINTURAS  |             | CUENTE       |
| INDUSTRIA DE PINTURAS  |             | PROYECTO     |
| PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLENTE DE RESINA UREA-FORMALDEHIDO |             | DESCRIPCION  |
| P&ID DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO                             |             | DIBUJO N°    |
| TAMANO: A3   | ESCALA: SIN | HOJA: 1 DE 5 |
| REV: A   |             |              |

|                                  |       |         |
|----------------------------------|-------|---------|
| INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO    | FIRMA | FECHA   |
| DIBUJANTE: Maria Quilapangal     |       | 2017-03 |
| ING. DE DISEÑO: Andres Chig      |       | 2017-03 |
| VERIFICADO POR: Joly Perez       |       | 2017-03 |
| ING. DE PROYECTOS: Fonnels Muñoz |       | 2017-03 |
| APR. DEL CLIENTE:                |       |         |

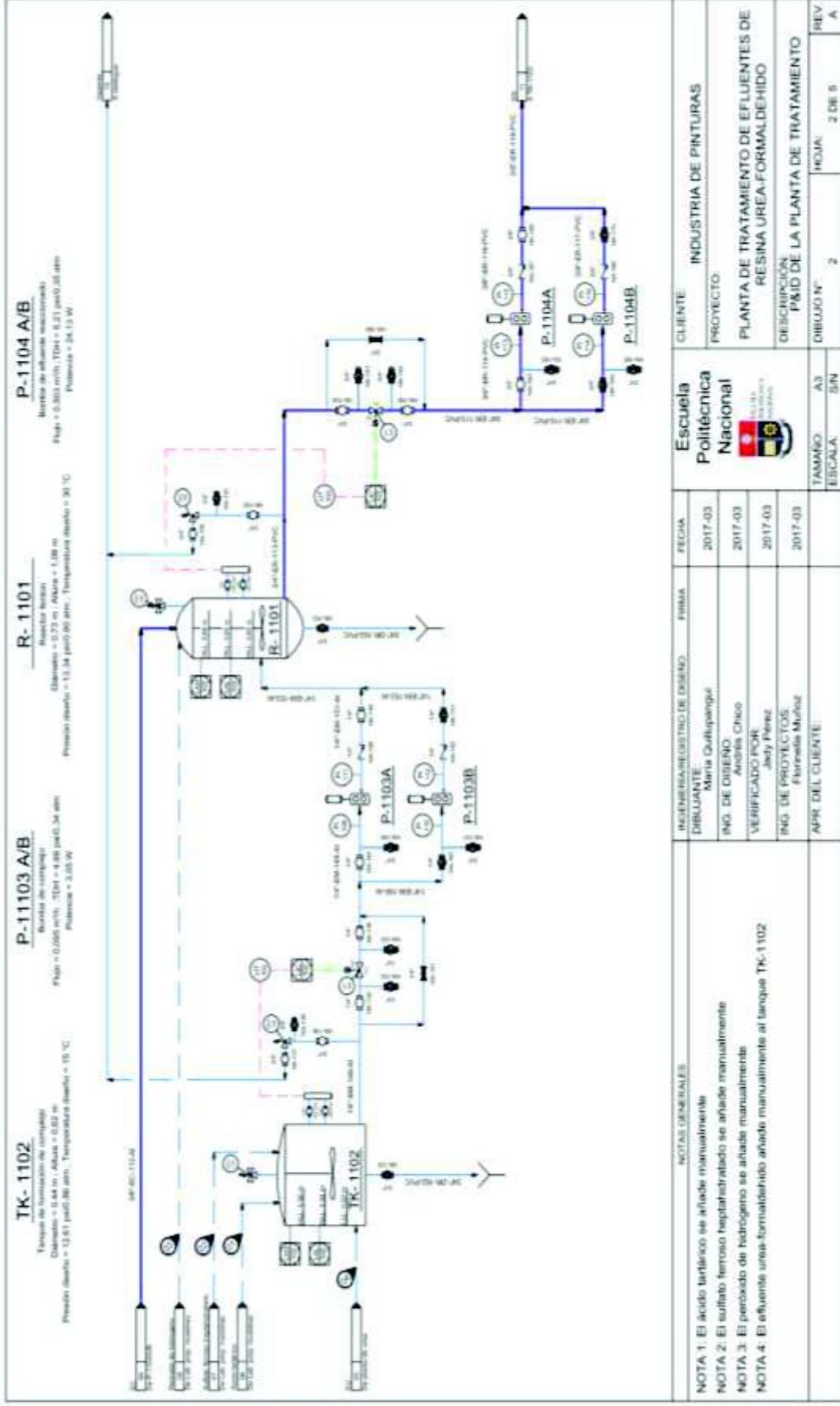


Figura 4.18. Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte dos

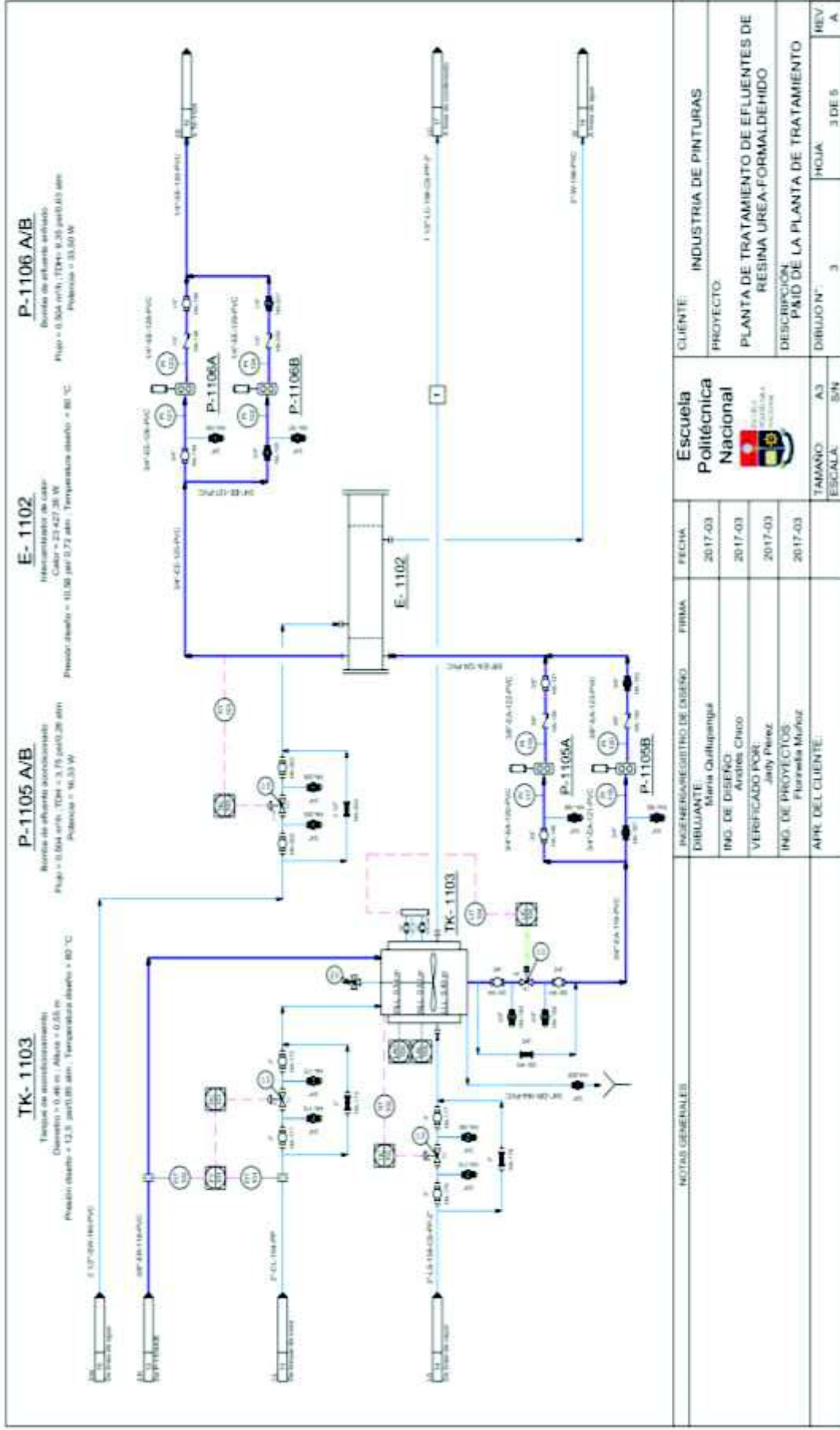


Figura 4.19. Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte tres

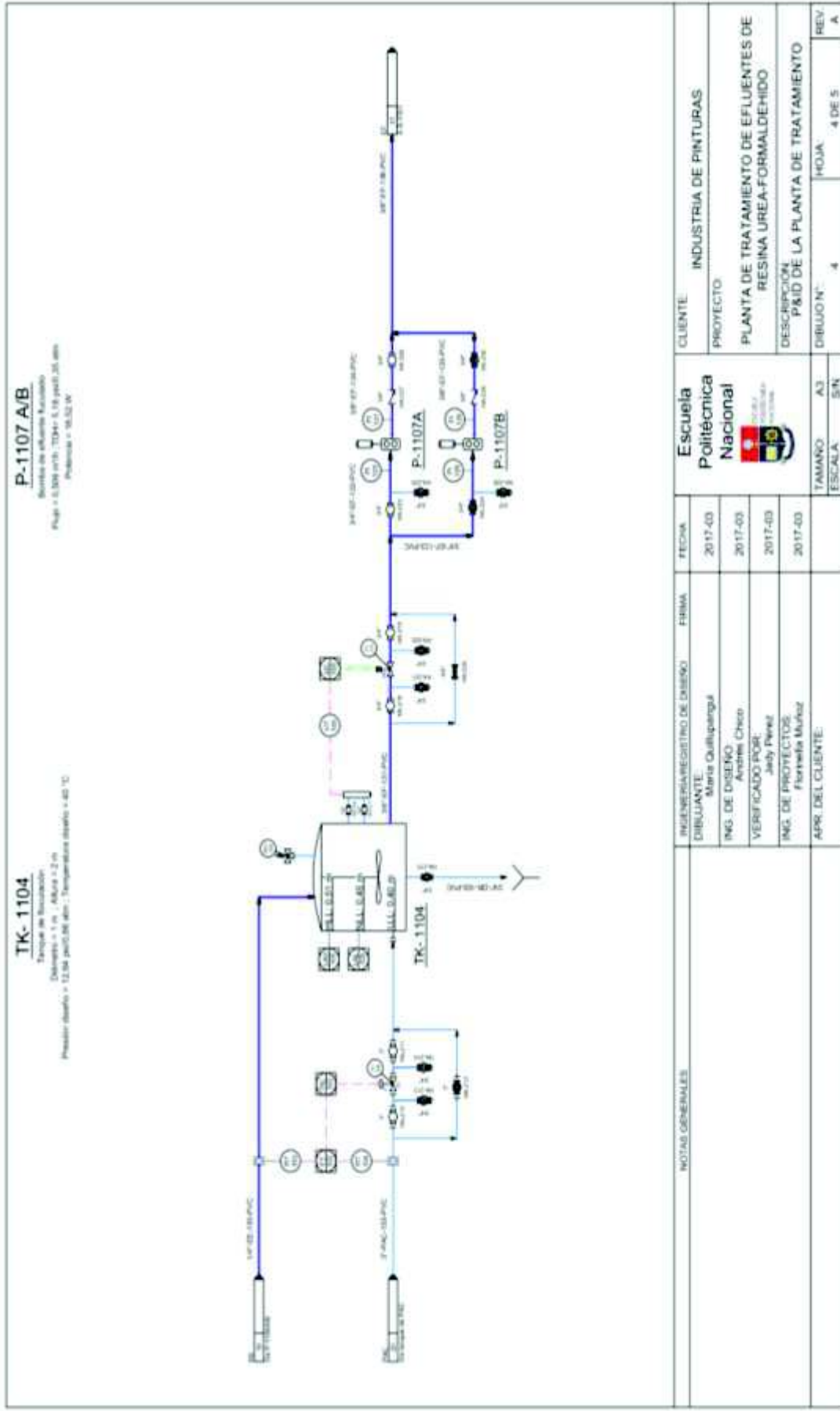


Figura 4.20. Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte cuatro

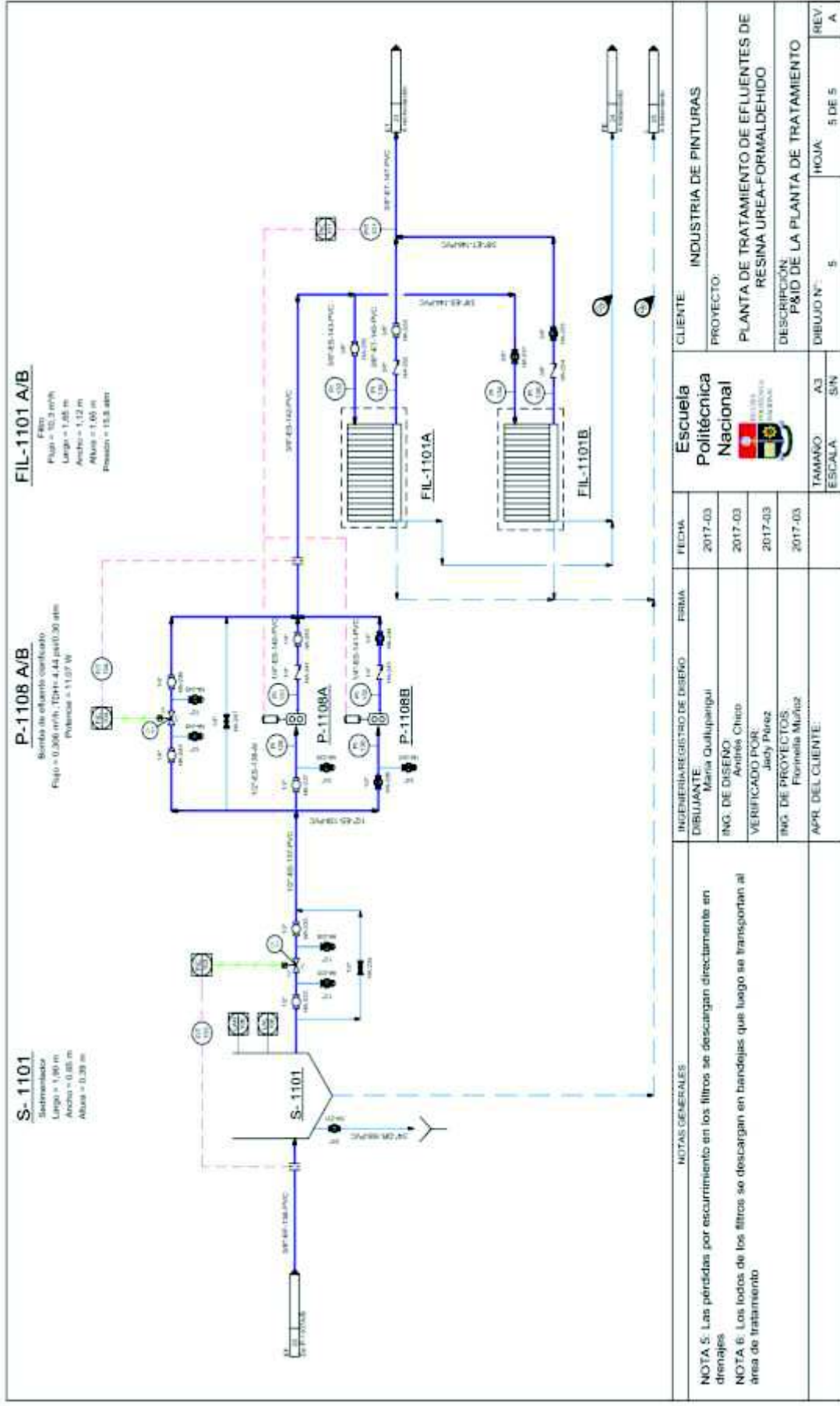


Figura 4.21. Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, parte cinco

|                               |       |         |  |                       |        |
|-------------------------------|-------|---------|--|-----------------------|--------|
| INGENIERIA/REGISTRO DE DISEÑO | PRIMA | FECHA   | CLIENTE  | INDUSTRIA DE PINTURAS | REV    |
| DIBUJANTE                     |       | 2017-03 | PROYECTO:  |                       | A      |
| ING. DE DISEÑO                |       | 2017-03 | PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES DE RESINA UREA-FORMALDEHIDO |                       |        |
| VERIFICADO POR:               |       | 2017-03 | DESCRIPCION:   |                       |        |
| ING. DE PROYECTOS:            |       | 2017-03 | P&ID DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO                               |                       |        |
| APR. DEL CLIENTE:             |       |         | DIBUJO N°:   | 5                     | HOJA:  |
|                               |       |         | TAMAÑO ESCALA:   | A3 SIN                | 5 DE 5 |

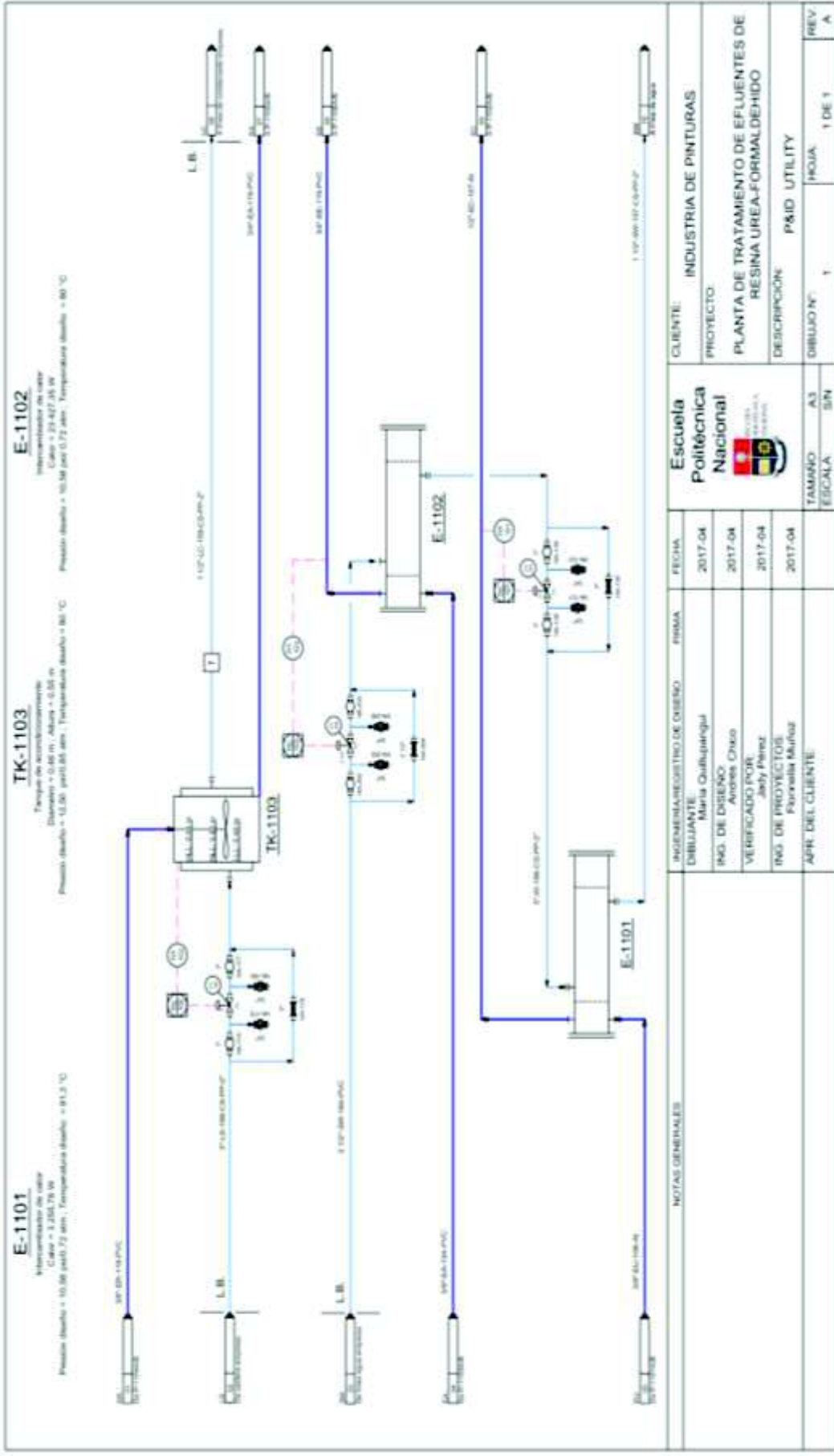


Figura 4.22. Diagrama P&ID para la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído, utility

## 4.7 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS (HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS)

### 4.7.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

El dimensionamiento de tanques, equipos principales y secundarios destinados para la planta de tratamiento se describen desde la Tabla 4.5. hasta la Tabla 4.9. El detalle de los cálculos se presentan en los Anexos AII y AIII.

**Tabla 4.5.** Dimensiones de los tanques y reactor de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído

| Tanques y Reactor               | Dimensiones y especificaciones     |            |
|---------------------------------|------------------------------------|------------|
| Tanque de almacenamiento        | Código:                            | TK-1101    |
|                                 | Altura (m):                        | 2,43       |
|                                 | Diámetro (m):                      | 1,81       |
|                                 | Volumen nominal (m <sup>3</sup> ): | 6,25       |
|                                 | Presión de diseño (psi) :          | 15,44      |
|                                 | Temperatura de diseño (°C):        | 15,00      |
|                                 | Material:                          | AISI 304   |
|                                 | Cabezal:                           | Toriférico |
| Tanque de formación de complejo | Código:                            | TK-1102    |
|                                 | Altura (m):                        | 0,62       |
|                                 | Diámetro (m):                      | 0,44       |
|                                 | Volumen nominal (m <sup>3</sup> ): | 0,09       |
|                                 | Presión de diseño (psi) :          | 12,61      |
|                                 | Temperatura de diseño (°C):        | 15,00      |
|                                 | Material:                          | AISI 304   |
| Reactor Fenton                  | Código:                            | R-1101     |
|                                 | Altura (m):                        | 1,09       |
|                                 | Diámetro (m):                      | 0,73       |
|                                 | Volumen nominal (m <sup>3</sup> ): | 0,45       |
|                                 | Presión de diseño (psi) :          | 13,34      |
|                                 | Temperatura de diseño (°C):        | 30,00      |
|                                 | Cabezal:                           | Toriférico |
|                                 | Material:                          | AISI 304   |

**Tabla 4.6.** Dimensiones de los tanques de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído (continuación...)

| <b>Tanques</b>        | <b>Dimensiones y especificaciones</b> |                |
|-----------------------|---------------------------------------|----------------|
| Tanque enchaquetado   | Código                                | TK-1103        |
|                       | Altura (m)                            | 0,55           |
|                       | Diámetro (m)                          | 0,46           |
|                       | Volumen nominal (m <sup>3</sup> )     | 0,09           |
|                       | Presión de diseño (psi) :             | 12,50          |
|                       | Temperatura de diseño (°C):           | 80,00          |
|                       | Cabezal:                              | Toriférico     |
|                       | Material:                             | AISI 304       |
|                       | Espesor de aislamiento (mm):          | 10             |
|                       | Material de aislamiento:              | Lana de vidrio |
| Tanque de floculación | Código:                               | TK-1104        |
|                       | Altura (m):                           | 0,64           |
|                       | Diámetro (m):                         | 0,45           |
|                       | Volumen nominal (m <sup>3</sup> ):    | 0,10           |
|                       | Presión de diseño (psi) :             | 12,64          |
|                       | Temperatura de diseño (°C):           | 40,00          |
|                       | Cabezal:                              | Toriférico     |
|                       | Material:                             | AISI 304       |

**Tabla 4.7.** Dimensiones de los equipos principales y secundarios de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído

| <b>Equipo</b>               | <b>Dimensiones y especificaciones</b> |           |
|-----------------------------|---------------------------------------|-----------|
| Bomba de acondicionamiento  | Código:                               | P-1101A/B |
|                             | Caudal (m <sup>3</sup> /h):           | 0,40      |
|                             | TDH (psi) :                           | 3,41      |
|                             | Potencia (W):                         | 15,12     |
|                             | Tipo:                                 | Diafragma |
|                             | Material:                             | AISI 304  |
| Intercambiador de calor 1   | Código:                               | E-1101    |
|                             | Calor (W):                            | 3255,78   |
|                             | Largo(m):                             | 1,320     |
|                             | Ancho (m):                            | 0,550     |
| Bomba de efluente calentado | Código:                               | P-1102A/B |
|                             | Caudal (m <sup>3</sup> /h):           | 0,40      |
|                             | TDH (psi):                            | 3,65      |
|                             | Potencia (W):                         | 14,32     |
|                             | Material                              | AISI 304  |



**Tabla 4.8.** Dimensiones de los equipos principales y secundarios de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído (continuación...)

| <b>Equipo</b>                   | <b>Dimensiones y especificaciones</b> |            |
|---------------------------------|---------------------------------------|------------|
| Bomba de complejo               | Código :                              | P-1103A/B  |
|                                 | Caudal (m <sup>3</sup> /h):           | 0,09       |
|                                 | TDH (psi):                            | 4,99       |
|                                 | Potencia (W):                         | 3,05       |
|                                 | Tipo:                                 | Diafragma  |
|                                 | Material:                             | AISI 304   |
| Bomba de efluente reaccionado   | Código                                | P-1104 A/B |
|                                 | Caudal (m <sup>3</sup> /h):           | 0,50       |
|                                 | TDH (psi):                            | 5,09       |
|                                 | Potencia (W):                         | 23,87      |
|                                 | Tipo:                                 | Diafragma  |
|                                 | Material:                             | AISI 304   |
| Bomba de efluente acondicionado | Código:                               | P1105 A/B  |
|                                 | Caudal (m <sup>3</sup> /h):           | 0,50       |
|                                 | TDH (psi):                            | 3,72       |
|                                 | Potencia (W):                         | 16,25      |
|                                 | Tipo:                                 | Diafragma  |
|                                 | Material:                             | AISI 304   |
| Intercambiador de calor 2       | Código:                               | E-1102     |
|                                 | Calor (W):                            | 23427,35   |
|                                 | Largo(m):                             | 1,32       |
|                                 | Ancho(m)                              | 0,55       |
| Bomba de efluente enfriado      | Código:                               | P-1106A/B  |
|                                 | Caudal (m <sup>3</sup> /h):           | 0,50       |
|                                 | TDH (psi):                            | 9,35       |
|                                 | Potencia (W):                         | 33,50      |
|                                 | Tipo:                                 | Diafragma  |
|                                 | Material:                             | AISI 304   |
| Bomba de efluente floculado     | Código:                               | P-1107A/B  |
|                                 | Caudal (m <sup>3</sup> /h):           | 0,51       |
|                                 | TDH (psi):                            | 5,18       |
|                                 | Potencia (W):                         | 18,52      |
|                                 | Tipo:                                 | Diafragma  |
|                                 | Material:                             | AISI 304   |

**Tabla 4.9.** Dimensiones de los equipos principales y secundarios de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea-formaldehído (continuación...)

| <b>Equipo</b>                 | <b>Dimensiones y especificaciones</b> |           |
|-------------------------------|---------------------------------------|-----------|
| Sedimentador                  | Código:                               | S-1101    |
|                               | Profundidad (m):                      | 0,39      |
|                               | Largo (m):                            | 1,94      |
|                               | Ancho(m):                             | 0,65      |
|                               | Volumen nominal (m <sup>3</sup> ):    | 0,49      |
|                               | Material:                             | Concreto  |
| Bomba de efluente clarificado | Código:                               | P-1108A/B |
|                               | Caudal (m <sup>3</sup> /h):           | 0,31      |
|                               | TDH (psi):                            | 4,39      |
|                               | Potencia (W):                         | 10,98     |
|                               | Tipo:                                 | Diafragma |
|                               | Material:                             | AISI 304  |
| Filtro prensa                 | Código:                               | FIL-1101  |
|                               | Longitud del bastidor (m):            | 1,65      |
|                               | Ancho total de la base (m):           | 1,12      |
|                               | Altura total (m):                     | 1,65      |
|                               | Tiempo de la operación (h):           | 1,00      |
|                               | Tiempo de desarme y ensamblaje (h):   | 1,00      |
|                               | Tiempo de ciclo (h):                  | 2,00      |
|                               | Número de placas:                     | 50        |
|                               | Presión (atm):                        | 15,8      |

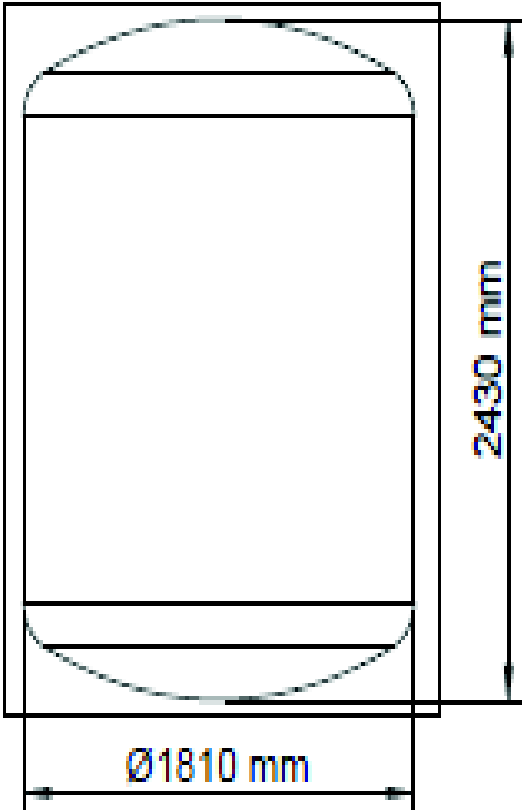
#### 4.7.2 ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

A continuación se presentan las especificaciones de los equipos propuestos. La información consta de características como: las dimensiones, el tipo de material, una breve descripción del funcionamiento del equipo y las especificaciones del fabricante.

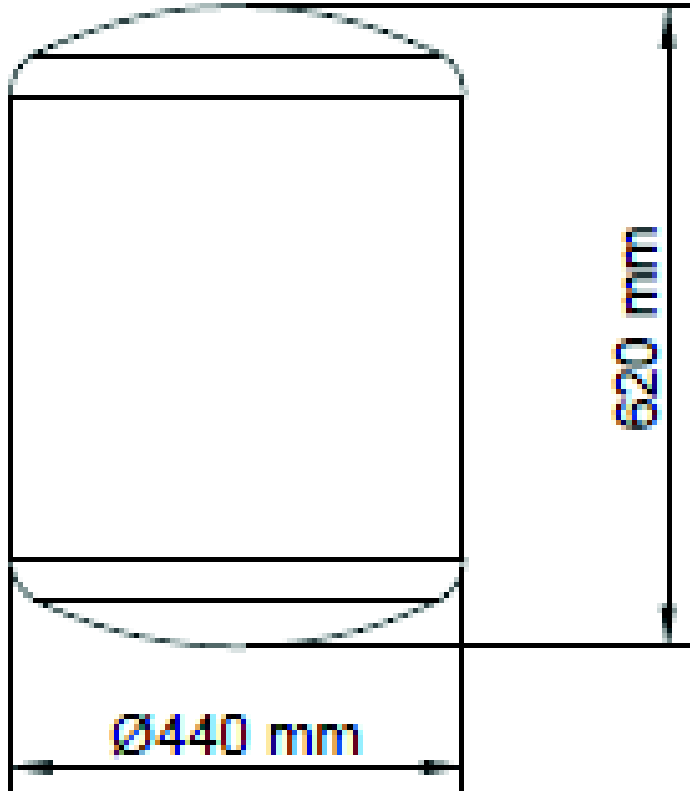
Las tablas descritas permiten completar la información requerida para el diseño y funcionamiento de la planta. Los criterios de diseño se basaron en la información de los balances de masa y energía y el dimensionamiento de los equipos, tanto los principales como los secundarios.

La información se describe desde la Tabla 4.10. hasta la Tabla 4.18. En esta sección se consideraron los equipos especificados en el diseño de la planta de tratamiento.

**Tabla 4.10.** Hoja de especificación del tanque de almacenamiento

| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 1</b>   |   |
|---|---|
| Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento   |   |
| Existente   | Material de construcción: acero inoxidable  |
|   | Etiqueta del equipo en la planta: TK-1101   |
| Dimensiones:<br>Diámetro: 1 810 mm<br>Altura: 2 430 mm  | Parámetros de diseño:<br>Presión de diseño: 15,44 psi<br>Temperatura de diseño: 15 °C |
| Principio de funcionamiento: El equipo abastece constantemente de materia prima a la planta, ya que pueden existir fluctuaciones en el proceso de obtención del efluente de la producción de resina urea-formaldehído.  |   |
| Esquema del equipo:   |   |
|  <p>El diagrama muestra un tanque cilíndrico con un domo superior y un fondo abovedado. Las dimensiones indicadas son un diámetro de 1810 mm y una altura total de 2430 mm.</p> |   |

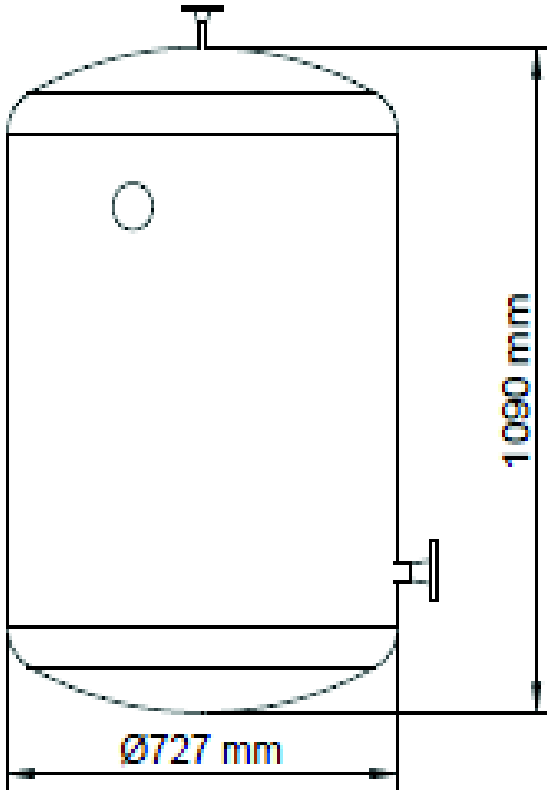
**Tabla 4.11.** Hoja de especificación del tanque de mezclado

| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 2</b>   |   |
|---|---|
| Nombre del equipo: Tanque de mezclado   |   |
| Fabricante :<br>Interinox s.a.  | Material de construcción: Acero inoxidable 304<br>Etiqueta del equipo en la planta: TK-1102 |
| Dimensiones:<br>Altura: 620 mm<br>Diámetro: 440 mm  | Parámetros de diseño:<br>Presión de diseño: 12,61 psi<br>Temperatura de diseño: 15 °C       |
| Principio de funcionamiento: Este equipo se encarga de la formación del complejo tartrato de hierro, cuenta con un tiempo de residencia de 50 min. Para asegurar que el tanque no rebose se emplea un control de nivel mediante la manipulación del flujo de salida del tanque.   |   |
| Esquema del equipo:   |   |
|  <p>El diagrama muestra un tanque cilíndrico con un diámetro de 440 mm y una altura total de 620 mm. El tanque tiene un fondo y un techo abombados. Las dimensiones están indicadas con líneas de medida y flechas: el diámetro es <math>\text{Ø}440 \text{ mm}</math> y la altura es <math>620 \text{ mm}</math>.</p> |   |

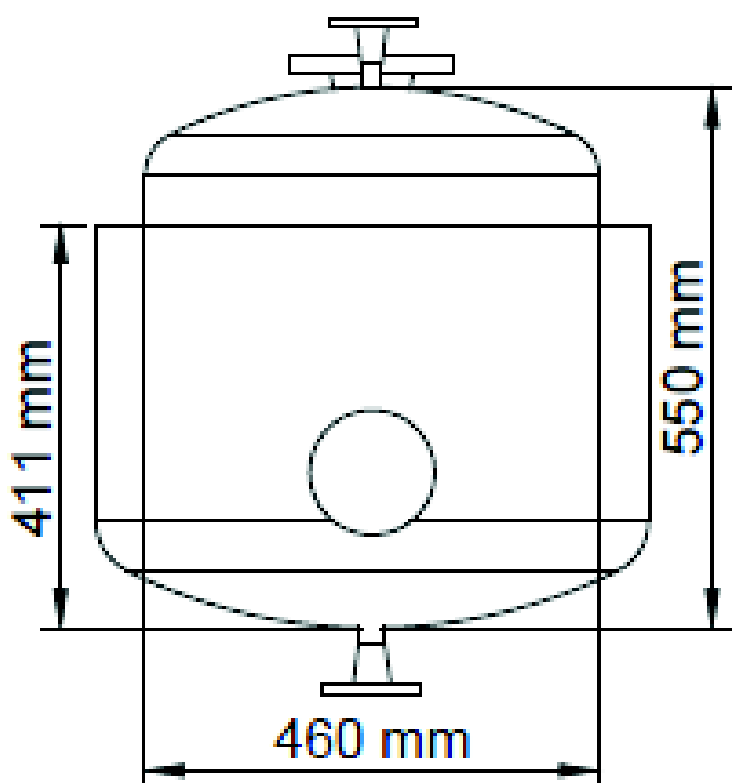
**Tabla 4.12.** Hoja de especificación del intercambiador de calor

| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 3</b>   |   |
|---|---|
| Nombre del equipo: Intercambiador de calor  |   |
| Fabricante: ATTSU.S.A   | Material de construcción: Acero inoxidable 316  |
|   | Etiqueta del equipo en la planta: E-1101  |
| Dimensiones:<br>Ancho: 0,5 m<br>Largo: 1,3 m  | Parámetros de diseño:<br>Presión máxima: 20 bar<br>Caudal máximo: 360 m <sup>3</sup> /h |
| Principio de funcionamiento: Este equipo permite el calentamiento del efluente de resina gracias a un fluido caliente (agua recirculada del proceso de enfriamiento) el cual circula en contracorriente, de esta manera existe un mejor contacto entre los dos fluidos que mejora la eficiencia de transferencia de calor. El equipo tiene un controlador de temperatura que permite al efluente de resina alcanzar una temperatura de 20 °C , antes de su ingreso al R-1101. |   |
| Esquema del equipo:   |   |
|   |   |


**Tabla 4.13.** Hoja de especificación del reactor Fenton

| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 4</b>  |   |
|--|---|
| Nombre del equipo: Reactor Fenton  |   |
| Fabricante: Interinox s.a.   | Material de construcción: Acero inoxidable 304  |
|  | Etiqueta del equipo en la planta: R-1101  |
| Dimensiones:<br>Altura: 1 090 mm<br>Diámetro: 727 mm   | Parámetros de diseño:<br>Presión de diseño: 13,34 psi<br>Temperatura de diseño: 30 °C |
| Principio de funcionamiento: En este equipo se da inicio a la reacción Fenton mediante la adición de peróxido de hidrógeno, sulfato ferroso heptahidratado y el complejo tartrato de hierro. La reacción permite la formación de radicales hidroxilo que se encargan de la degradación de carga orgánica del efluente de resina UF. Se emplea un controlador de nivel que permite mantener el nivel del líquido en el valor deseado. |   |
| Esquema del equipo:  |   |
|  <p>El diagrama muestra un reactor cilíndrico con un domo superior y un fondo abovedado. Las dimensiones indicadas son una altura total de 1090 mm y un diámetro de 727 mm. El reactor tiene un pequeño círculo en la parte superior del cuerpo cilíndrico y un símbolo de nivel en la parte inferior derecha.</p>                                |   |

**Tabla 4.14.** Hoja de especificación del tanque de acondicionamiento enchaquetado

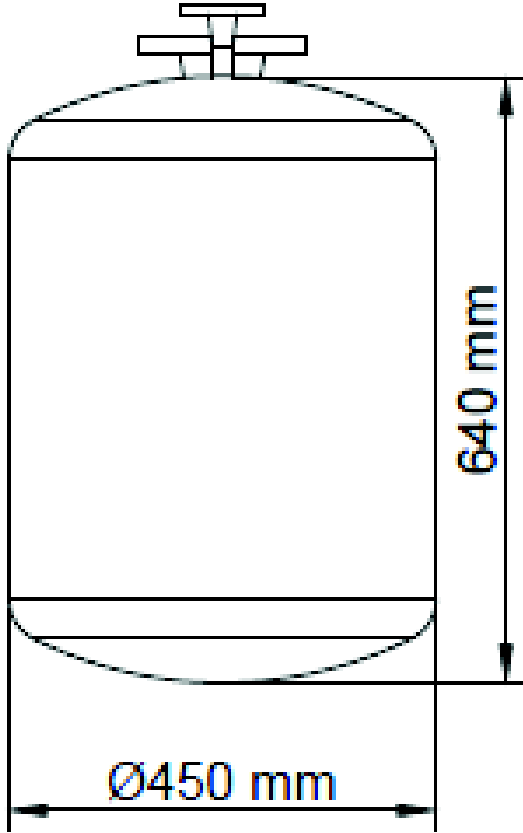
| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 5</b>  |  |
|--|--|
| Nombre del equipo: Tanque de acondicionamiento enchaquetado  |  |
| Fabricante: Interinox s.a.   | Material de construcción: Acero inoxidable 304                                       |
|  | Etiqueta del equipo en la planta: TK-1103  |
| Dimensiones:<br>Altura: 550 mm<br>Diámetro: 460 mm   | Parámetros de diseño:<br>Temperatura de diseño: 80°C<br>Presión de diseño: 12,50 psi |
| Principio de funcionamiento: Este equipo acondiciona al efluente de resina mediante la adición de hidróxido de sodio 10 N y posterior sigue el calentamiento en el mismo tanque a través de una chaqueta, en donde alcanza una temperatura de 80 °C, debido a la alimentación de vapor de agua. El calentamiento permite la precipitación del hierro. Un controlador proporcional permite manipular el flujo requerido de la solución de hidróxido de sodio que permita al efluente alcanzar un valor de pH 12,00. |  |
| Esquema del equipo:  |  |
|  <p>El diagrama muestra un tanque cilíndrico con un domo superior y una base plana. Las dimensiones indicadas son: diámetro de 460 mm, altura total de 550 mm y altura de la parte cilíndrica de 411 mm. Hay una manija en la parte superior y una base de soporte en la parte inferior.</p>  |  |

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

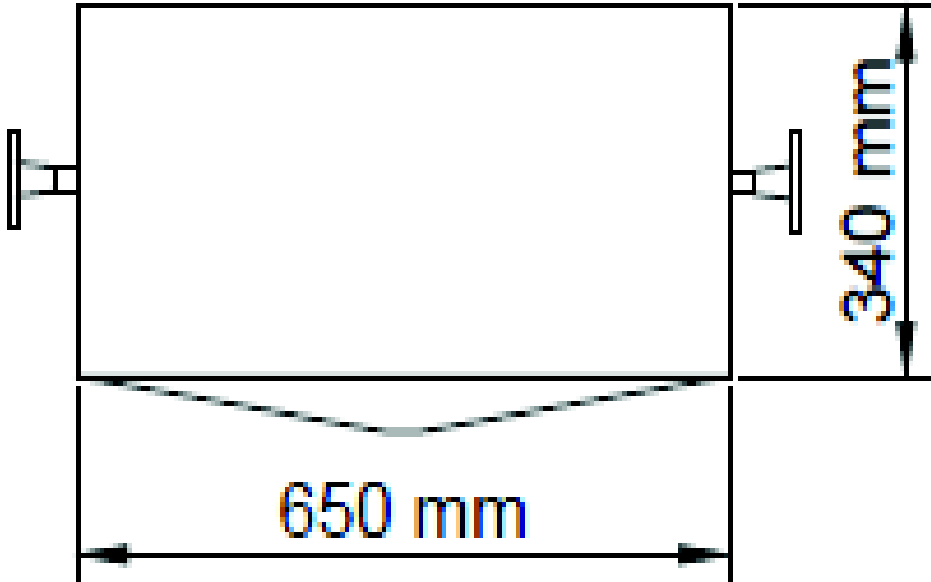
| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 6</b>   |   |
|---|---|
| Nombre del equipo: Bomba de diafragma   |   |
| Fabricante: SANDPIPER   | Material de construcción: Acero inoxidable 304  |
|   | Etiqueta del equipo en la planta: P-1101 A/B, P-1102 A/B, P-1103 A/B, P-1104 A/B, 1105 A/B, 1106 A/B, P-1107 A/B y P-1108 A/B |
| Dimensiones:<br>Ancho: 300 mm<br>Altura: 460 mm   | Parámetros de diseño:<br>Potencia de diseño: 15 W   |
| Principio de funcionamiento: Estas bombas aumentan la energía mecánica de un fluido en movimiento y utiliza dicho aumento para mantener el flujo. Además, son adecuadas para el manejo de líquidos corrosivos, abrasivos y tóxicos. |   |
| Esquema del equipo:   |   |
|   |   |



**Tabla 4.16.** Hoja de especificación del tanque de floculación

| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 7</b>   |  |
|---|--|
| Nombre del equipo: Tanque de floculación  |  |
| Fabricante: Interinox s.a.  | Material de construcción: Acero inoxidable AISI-304                                  |
|   | Etiqueta del equipo en la planta: TK-1104  |
| Dimensiones:<br>Altura: 640 mm<br>Diámetro: 450 mm  | Parámetros de diseño:<br>Presión de diseño: 12,64 psi<br>Temperatura de diseño: 40°C |
| <p>Principio de funcionamiento: Este equipo permite la aglomeración de partículas pequeñas recién desestabilizadas para que crezcan y formen flóculos de mayor tamaño fácilmente removibles en el sedimentador S-1101. Para ello se adiciona policloruro de aluminio (12 % <math>Al_2O_3</math>). Además, el tanque utiliza un control proporcional, el cual determina la cantidad adecuada de policloruro de aluminio que se debe alimentar para alcanzar un valor de pH 6,00.</p> |  |
| <p>Esquema del equipo:</p>   |  |

**Tabla 4.17.** Hoja de especificación del sedimentador

| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 8</b>  |   |
|--|---|
| Nombre del equipo: Sedimentador  |   |
| Fabricante: Existente  | Material de construcción: Concreto  |
|  | Etiqueta del equipo en la planta: S-1101  |
| Dimensiones:<br>Ancho: 650 mm<br>Profundidad: 340 mm<br>Largo: 1<br>940 mm   | Parámetros de diseño:<br>Temperatura de diseño: 20 °C<br>Presión de diseño: 10,44 psi<br>Volumen nominal: 0,58 m <sup>3</sup> |
| Principio de funcionamiento: Este equipo permite la separación de las partículas que se forman en el proceso de floculación, donde se obtienen dos corrientes una de efluente clarificado y otra de lodos. Además remueve partículas con una tasa de sedimentación de 20 m/día.  |   |
| Esquema del equipo:  |   |
|  <p>El diagrama muestra un tanque rectangular con un fondo cónico. El ancho del tanque es de 650 mm y la profundidad es de 340 mm. Hay una tubería de entrada en el lado izquierdo y una tubería de salida en el lado derecho.</p> |   |

**Tabla 4.18.** Hoja de especificación del filtro prensa

| <b>HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 9</b>  |   |
|--|---|
| Nombre del equipo: Filtro prensa   |   |
| Fabricante: MALFICO  | Material de construcción: Acero inoxidable 304  |
|  | Etiqueta del equipo en la planta: FIL-1101A/B   |
| Dimensiones:<br>Altura: 1,65 m<br>Ancho: 1,12 m<br>Longitud: 1,65 m  | Parámetros de diseño:<br>Tiempo de operación: 1 h<br>Tiempo de desarme y ensamblaje: 1 h<br>Presión de trabajo: 16 bar<br>Número de placas: 50<br>Especificación de las placas: 800×800 |
| Principio de funcionamiento: El efluente clarificado es alimentado al filtro prensa mediante una bomba de diafragma que permite la circulación del efluente por las placas para obtener un efluente tratado. Los lodos formados en las telas de las placas son retirados manualmente y recogidos en una bandeja. El control de presión es directo sobre la bomba empleada. |   |
| Esquema del equipo:  |   |
|    |   |

## 5 EVALUACIÓN ECONÓMICA

Los costos de implementación de la planta se determinaron en función de los costos directos, indirectos y de operación. Para el cálculo de cada uno de ellos, se utilizaron proformas actualizadas otorgadas por los proveedores disponibles en el mercado nacional e información de la empresa.

### 5.1 COSTOS DIRECTOS

Los costos directos se determinaron con base en los costos de equipos principales y secundarios y se consideró la disponibilidad de alguno de ellos por parte de la industria de pinturas. Además, se estimaron los costos de mantenimiento de equipos, tuberías y válvulas (Peters, 2002, p. 195).

**Tabla 5.1.** Costo final de equipos

| <b>Equipo</b>                            | <b>Valor (USD)</b> |
|--|--------------------|
| Tanque de mezclado                       | 2 450,00           |
| Reactor                                  | 3 170,00           |
| Tanque de acondicionamiento enchaquetado | 2 450,00           |
| Tanque de floculación                    | 2 450,00           |
| Filtro prensa                            | 19 691,97          |
| Subtotal (USD)                           | 30 211,97          |
| IVA 12% (USD)                            | 3 625,44           |
| <b>TOTAL (USD)</b>                       | <b>33 837,41</b>   |

El costo de mantenimiento de los equipos es de 3 383,74 USD y se calculó al considerar un valor del 10 % del costo total de equipos.

La planta de tratamiento diseñada se ubica al interior de la industria de pinturas, por lo que formará parte de los bienes de la misma. Esto significa que, el valor de la póliza de seguro se estimará dentro del valor previamente establecido por la industria.

## 5.2 COSTOS INDIRECTOS

Los costos indirectos contemplaron los honorarios del personal de ingeniería, supervisión y mantenimiento (Peters, 2002, p. 160), al encontrarse la planta diseñada dentro de la industria de pinturas, el personal a cargo de la planta de resinas se encargará de supervisar el tratamiento del efluente de resina urea formaldehído. Así este rubro no se considera para la evaluación económica.

En esta sección se incluyeron los costos de depreciación de los equipos, los cuales se determinaron en función de la vida útil estimada para la planta de tratamiento (Montaña, 2014, p. 74), cuyo valor fue de 251,77 USD/mes. El cálculo se detalla en el Anexo AX.2.

## 5.3 COSTOS OPERACIONALES

Los costos operacionales consideraron los costos de adquisición de los reactivos (Pontes , 2011, p. 711).

**Tabla 5.2.** Costo mensual de reactivos de la planta de tratamiento de efluentes de resina urea formaldehído

| <b>Reactivos</b>          | <b>USD/mes</b> |
|---------------------------|----------------|
| Sulfato ferroso           | 48,00          |
| Acido tartárico           | 243,60         |
| Peróxido de hidrógeno 30% | 148,00         |
| Policloruro de aluminio   | 72,00          |
| Subtotal (USD)            | 511,60         |
| IVA 12% (USD)             | 61,39          |
| TOTAL (USD)               | 572,99         |

Además se incluyen los costos energéticos de los equipos. Estos últimos, se establecieron en función de la potencia y el tiempo de operación de los mismos (Montaña et al, 2014, p. 74).

Según la Agencia de Regulación y Control de Electricidad el precio del KWh para comerciantes e industriales es de 0,088 USD (Arconel, 2017).

**Tabla 5.3.** Costo energético

| <b>Equipo</b>         | <b>Potencia (W)</b> |
|-----------------------|---------------------|
| Bomba                 | 241,92              |
| Agitadores            | 1 589,94            |
| Total (W)             | 1 831,86            |
| Total (KW)            | 1,83                |
| Costo (USD/KWh) Quito | 0,088               |
| Costo (USD)           | 32,21               |

Una vez establecidos los costos antes mencionados, se concluyó que el costo de tratamiento del efluente de resina urea-formaldehído es de 2,10 USD/m<sup>3</sup>.

#### **5.4 COSTO BENEFICIO DE LAS MEDIDAS IMPLEMENTADAS**

La investigación indicó que el efluente al ser tratado por un proceso Fenton modificado con ácido tartárico, obtuvo los siguientes porcentajes de remoción: 92,41 % de la demanda química de oxígeno (DQO), 87,01 % de carbono orgánico total (COT) y 65,01 % de formol libre (FL), además de un incremento del valor de pH de 3,23 a 5,89 y del grado de biodegradabilidad de 0 a 0,59 (Gordón, 2017, p. 7). Bajo esos resultados se propone la recirculación del efluente tratado hacia la línea de producción de emulsiones de la industria de pinturas.

Al considerar esta opción, anualmente recircularían 1 404,6 m<sup>3</sup> de efluente, con un ahorro en el consumo de agua y un beneficio ambiental para la empresa, conforme el Acuerdo Ministerial No.140, Formulario de Inscripción para la Certificación Ecuatoriana Ambiental Punto Verde (Ministerio del Ambiente, 2015, p. 112).

Para determinar el costo beneficio, se tomó como referencia el Código Orgánico del Ambiente, publicado mediante el Registro Oficial N° 983, del 12 de abril del 2017. El artículo 322 menciona las variables de la multa para infracciones ambientales y establece que: “La multa se evaluará en función de la capacidad económica de las personas naturales o jurídicas, la gravedad de la infracción según su afectación al ambiente y considerando las circunstancias atenuantes y agravantes” (Asamblea Nacional, 2017, p. 61).

Ante este escenario, se considera a la industria de pinturas en estudio en el Grupo D “personas naturales o jurídicas cuyos ingresos brutos se encuentren en diez fracciones básicas gravadas con tarifa cero para el impuesto a la renta de personas naturales, en adelante”.

Dentro del mismo Registro Oficial, artículo 326, MULTAS PARA INFRACCIONES MUY GRAVES, numeral 4, se establece que: “Para el grupo D, la base de la multa será doscientos salarios básicos unificados”, valor indicado en la Tabla 5.4

**Tabla 5.4.** Multas para infracciones muy graves

| <b>Salario básico (USD)</b> | <b>Multa</b> | <b>Multa (USD)</b> |
|-----------------------------|--------------|--------------------|
| 375                         | 200          | 75 000             |

Por otro lado, el costo anual para mantener las medidas implementadas en el tratamiento del efluente, durante el año 2017, se detalla en la Tabla 5.5., los cálculos corresponden al Anexo AX.4.

**Tabla 5.5.** Costo anual de las medidas implementadas

| <b>COSTO ANUAL</b>      | <b>USD</b>       |
|-------------------------|------------------|
| Costos de mantenimiento | 3 383,74         |
| Costo reactivos         | 6 875,88         |
| <b>TOTAL</b>            | <b>10 259,62</b> |

Una vez calculados los costos totales, estos se contrastan con la multa de la sanción ambiental y se obtiene el índice costo – beneficio. Los valores se muestran en la Tabla 5.6

**Tabla 5.6.** Índice costo – beneficio para la planta de tratamiento

|                               |             |
|-------------------------------|-------------|
| Beneficio (USD)               | 75 000      |
| Costo (USD)                   | 10 259,62   |
| <b>Índice costo-beneficio</b> | <b>7,31</b> |

Al ser el índice costo - beneficio mayor a uno significa que por cada dólar invertido en la planta de tratamiento, la industria de pinturas evita la cancelación de 7,31 USD debido a multas por infracciones ambientales.



## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Agencia de Regulación y Control de Electricidad. (2017). Pliego tarifario para las empresas eléctricas. Recuperado de: <http://www.regulacionelectrica.gob.ec/wpcontent/uploads/downloads/2017/01/Pliego-y-Cargos-Tarifarios-SPEE-2017.pdf> (Junio, 2017).
2. ANSI/ISA S 5.4. (1991). Instrument Loop Diagrams. Recuperado de: [https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/1881565/mod\\_resource/content/0/ISA%205.4.pdf](https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/1881565/mod_resource/content/0/ISA%205.4.pdf) (Agosto, 2017).
3. Asamblea Nacional. (2017). *Código Orgánico del Ambiente: Variables de la multa para infracciones ambientales*. Recuperado de: <http://www.competencias.gob.ec/wp-content/uploads/2017/06/05NOR2017-COA.pdf> (Agosto, 2017).
4. Bellera, C. Fernández, E. Serna, A. Doménech, E. López, L y Benito, M. (2010). *Planta de producción de acetaldehído*. Barcelona: Universidad Autónoma de Barcelona.
5. Couper, J. Penney, W. Fair, J. y Walas, S. (2012). (3rd ed.). *Chemical Process Equipment*. USA: Elsevier.
6. De Luca, A. Dantas, R. y Esplugas, S. (2014). *Assessment of iron chelates efficiency for photo-Fenton at neutral pH*. *Water Research*, 61, 232-242. [doi.org/10\\_1016/j.watres.2014.05.033](https://doi.org/10.1016/j.watres.2014.05.033)
7. Fundación Natura. (1991). *Potencial impacto ambiental de las industrias en el Ecuador: Exploración preliminar y Soluciones*. Quito, Ecuador.
8. Gordón, J. (2017). *Estudio de la biodegradabilidad y mineralización de efluentes de producción de resinas urea-formaldehído mediante procesos*

*Fenton*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniera Química) Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

9. Guerra, G. (2007). *Control automático y simulación digital*. Quito, Ecuador: Imprefepp.
10. Instituto Ecuatoriano de Normalización. (2000). Transporte, almacenamiento y manejo de productos químicos peligrosos. Recuperado de: <http://www.fundacioncriterium.com/Documentos/biblioteca/inen22662000.pdf> (Julio, 2017)
11. Instituto Nacional de Estadísticas y Censos. (2012). Recurso Agua. Recuperado de: [http://www.ecuadorencifras.gob.ec/documentos/webinec/Encuestas\\_Ambientales/Empresas\\_Privadas/Presentacion\\_Empresas.pdf](http://www.ecuadorencifras.gob.ec/documentos/webinec/Encuestas_Ambientales/Empresas_Privadas/Presentacion_Empresas.pdf). (Mayo, 2016).
12. Jenkins, T. (2012). *Wastewater Treatment Plant Design*. Recuperado de: <https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad> (Mayo, 2016).
13. Kern, D. (1999). *Procesos de transferencia de calor*. México: McGraw Hill Book Company.
14. Lin, S. (2007). *Water and Wastewater Calculations Manual*. New York: McGrawHill.
15. López, A. (2011). *Diseño de un proceso de ozonificación por inyección Venturi para la eliminación de pesticidas presentes en un afluente a una estación de tratamiento de agua potable*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico) Universidad de Cádiz, Cádiz, España.

16. McCabe, L. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*, (7ma Ed.). México: McGraw-Hill
17. Mendieta, R y Picado, A. (2002). *Diseño tecnológico de un sistema separador-secador para su utilización en la recuperación de cerveza residual y posterior secado de la levadura sobrante*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingenieros Químicos). Managua, Nicaragua.
18. Metcalf y Eddy. (1995). *Ingeniería de Aguas Residuales*. Madrid, España: McGraw-Hill, Inc.
19. Mills, A. (2015). *Transferencia de calor*. España: McGraw-Hill/Irwin.
20. Ministerio del Ambiente. (2015). *Acuerdo Ministerial No. 061: Reforma del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Secundaria*. Quito, Ecuador: Editora Nacional.
21. Ministerio del Ambiente. (2015). *Acuerdo Ministerial No. 140: Marco institucional para incentivos ambientales*. Quito, Ecuador: Editora Nacional.
22. Montaña, R. (2014). *Diseño de la planta de tratamiento de agua para una empresa de aglomerados mediante la combinación de procesos de sedimentación, filtración, ozonificación y tratamiento biológico*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
23. Mott, R. (2006). *Mecánica de fluidos*. Recuperado de: [https://books.google.com.ec/books?id=LbMTKJ4eK4QC&dq=Diagrama+d e+Moody&source=gbs\\_navlinks\\_s](https://books.google.com.ec/books?id=LbMTKJ4eK4QC&dq=Diagrama+d e+Moody&source=gbs_navlinks_s) (Junio, 2016).

24. Municipio del Distrito Metropolitano de Quito. (2014). *Resolución N° 0002-SA-2014*. Recuperado de [http://www.ecuadorambiental.com/doc/normas\\_tecnicas.pdf](http://www.ecuadorambiental.com/doc/normas_tecnicas.pdf) (Mayo, 2016).
25. Murillo, D. (2001). *Análisis de la influencia de dos materias primas coagulantes en el aluminio residual del agua tratada*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Químico Industrial). Universidad Tecnológica de Pereira, Colombia.
26. Nemerow, N. y Dasgupta, A. (1998). *Tratamiento de vertidos industriales y peligrosos*. Madrid: Ediciones Díaz de Santos.
27. Ocon, J. y Tojo, G. (2015). *Problemas de Ingeniería Química*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/18071024/Problemas-de-Ingenieria-Quimica-Vol-1-Ocon-Tojo> (Mayo, 2016).
28. Oh, H. Kim, J. y Kim, Y. (2015). *Stabilization of hydrogen peroxide using tartaric acids in Fenton and fenton-like oxidation*. Korean Journal of Chemical Engineering, 33(3), 885-892. doi.10.1007/s11814-015-0204-x
29. Oliveira, I., Viana, C., Verona, C., Vargas, L., Nunes, C. y Pires, M. (2007). *Alkydic Resin Wastewaters Treatment by Fenton and Foto-Fenton Process*. Journal of Hazardous Materials, 146, 564-568. doi:10.1016/j.jhazmat.2007.04.057
30. Organización Panamericana de la Salud (OPS). (2005). *Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores*. Lima
31. PDVSA. (2005). *Simbología para planos de procesos*. Recuperado de <https://instrumentacionunefm.files.wordpress.com/2011/11/l-tp-1-2-simbologc3ada-para-planos-de-proceso.pdf> (Mayo, 2017).

32. Pérez, J. (1981). Sedimentación. Recuperado de: [http://www.bdigital.unal.edu.co/70/5/45\\_-\\_4\\_Capi\\_3.pdf](http://www.bdigital.unal.edu.co/70/5/45_-_4_Capi_3.pdf) (Marzo, 2017).
33. Pérez, M. Torrades, F. Doménech, X. Peral, J. *Fenton and photo-Fenton oxidation of textile effluents*. *Water Research* 36: (2002) 2703–2710
34. Perry, R. (2001). *Manual del Ingeniero Químico*. España: McGraw-Hill.
35. Peters, M. y Timmerhaus, K. (2002). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. San Francisco: McGraw-Hill.
36. Pontes, R. y Pinto, J. (2011). *Optimal synthesis of Fenton reactor networks for phenol degradation*. *Chemical Engineering Research and Design*. New York: Elsevier, 89, 706 – 721. doi:10.1016/j.cherd.2010.08.017
37. Rodriguez, M. Sarria, V. Esplugas, S. y Pulgarin, C. (2002). *Photo-Fenton treatment of a biorecalcitrant wastewater generated in textile activities: biodegradability of the photo-treated solution*. *Journal of Photochemistry and Photobiology As Chemistry*, 151, 129 -135. doi:1010-6030(02)00148-x
38. Servicio Nacional de Aduana del Ecuador. (2016). *Servicio de importaciones*. Recuperado de: <https://www.aduana.gob.ec/index.action> (Noviembre, 2016).
39. Shames, I. (1995). *Mecánica de fluidos*. (3era ed.). Santafé de Bogotá: McGraw-Hill.
40. Sinnott, R. y Towler, G. (2009). *Chemical Engineering Design*. Londres: Reverte.
41. Smith, C. y Corripio, A. (2007). *Principal and Practice of Automactic Process*. Recuperado de:

ok.org/genesis/532000/8f403ac3a6b18bc08cb358cef2113ef6/\_as/[Carlos\_A.\_Smith;\_Armando\_B.\_Corripio]\_Principles\_(b-ok.org).pdf (Agosto, 2017)

42. Streeter, V. Wylie. y E. Bedford, K. (2000). *Mecánica de fluidos*. (9na ed.). Santafé de Bogotá, Colombia: McGraw-Hill Interamericana. S.A.
43. Toghraei, M. (2014). *Principles of P&ID Development*. Recuperado de: [www.che.com](http://www.che.com) (Mayo, 2016).
44. Valencia, G. (1976). Tratamientos primarios. Recuperado de: <http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/scan2/05862/05862-08.pdf> (Febrero, 2017)
45. Ventosilla, J. (2014). Selección de filtro prensa y optimización de medios filtrantes para concentrados, relaves y lodos de neutralización. Recuperado de: <http://revistasinvestigacion.unmsm.edu.pe/index.php/iigeo/article/view/1395> (Julio, 2016).
46. UNESCO. (2017). Aguas residuales: el recurso desaprovechado. Recuperado de: <https://books.google.com.ec/books?id=29AIDwAAQBAJ&pg=PA39&dq=efluentes+industriales+efectos+en+la+salud&hl=es-419&sa=X&ved=0ahUKEwiqtLSx1b7UAhWGcT4KHR0nAmYQuwUINTAD#v=onepage&q=efluentes%20industriales%20efectos%20en%20la%20salud&f=false> (Junio, 2017).

## **ANEXOS**

## ANEXO AI

### BALANCE DE MASA

#### AI.1 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE MEZCLADO

Densidad del efluente de resina urea-formaldehído

$$\delta = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

##### Corriente 1:

A partir de pruebas piloto realizadas en la industria de pinturas, se determinó un caudal de efluente de resina UF de  $0,0945 \text{ m}^3/\text{h}$  para la formación del complejo.

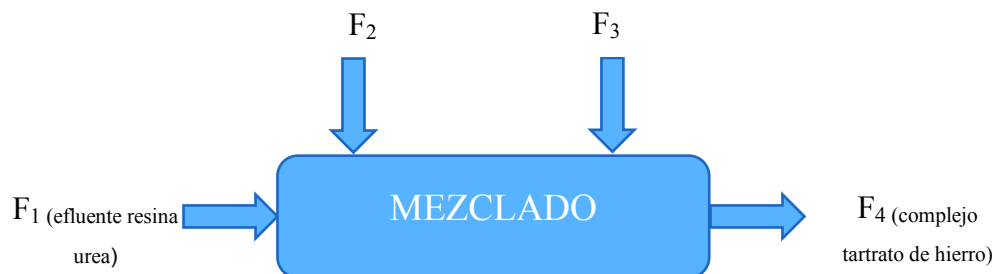
$F_1$  = flujo másico efluente de resina para formación de complejo

$$F_1 = 0,0945 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$F_1 = 94,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$F_2$  = flujo másico ácido tartárico  $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_6$

$F_3$  = flujo másico sulfato ferroso heptahidratado  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$



**Figura AI.1.** Proceso de mezclado para la formación de complejo



**Corriente 2**

Se adicionó ácido tartárico  $C_4H_6O_6$  a una concentración de 3,5 mM

$$F_2 = 3,5 \times 10^{-3} \frac{\text{mol } C_4H_6O_6}{L} \cdot \frac{150,087 \text{ g } C_4H_6O_6}{1 \text{ mol } C_4H_6O_6} = 0,53 \frac{\text{g } C_4H_6O_6}{L}$$

$$F_2 = \frac{0,53 \text{ g } C_4H_6O_6}{L} \cdot \frac{1000 L}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{0,4 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{h} = \frac{212 \text{ g } C_4H_6O_6}{h}$$

$$F_2 = \frac{212 \text{ g } C_4H_6O_6}{h} \cdot \frac{1 \text{ kg } C_4H_6O_6}{1000 \text{ g } C_4H_6O_6} = 0,21 \frac{\text{kg } C_4H_6O_6}{h}$$

**Corriente 3:**

Se adicionó sulfato ferroso heptahidratado  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$  a una concentración de 0,7 mM

$$F_3 = 0,7 \times 10^{-3} \frac{\text{mol } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{L} \cdot \frac{278,02 \text{ g } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{1 \text{ mol } FeSO_4 \cdot 7H_2O} = \frac{0,2 \text{ g } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{L}$$

$$F_3 = \frac{0,2 \text{ g } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{L} \cdot \frac{1000 L}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{0,4 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{h} = \frac{80 \text{ g } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{h}$$

$$F_3 = \frac{80 \text{ g } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{h} = 0,08 \frac{\text{kg } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{h}$$

**Corriente 4:**

$$F_4 = F_1 + F_2 + F_3$$

$$F_4 = \frac{94,5 \text{ kg efluente resina}}{h} + \frac{0,21 \text{ kg } C_4H_6O_6}{h} + \frac{0,08 \text{ kg } FeSO_4 \cdot 7H_2O}{h} = 94,79 \frac{\text{kg}}{h}$$

$$F_4 = 94,79 \frac{\text{kg}}{h}$$

## AI.2 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE CALENTAMIENTO 1

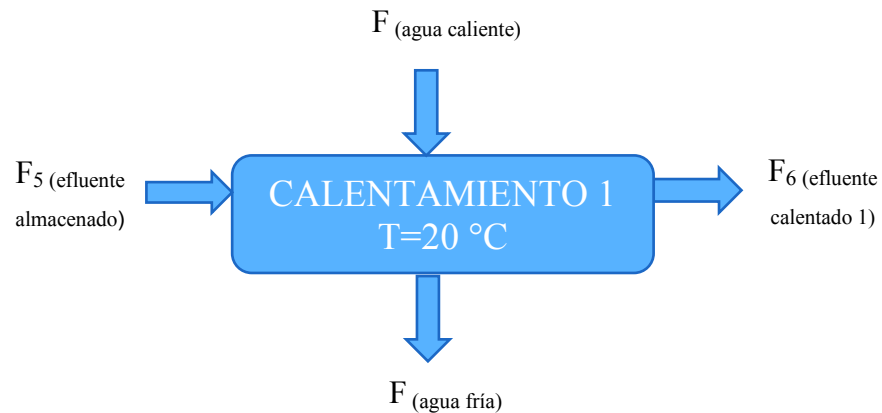


Figura AI.2. Proceso de calentamiento 1

### Corriente 5:

Corresponde al efluente de resina UF proveniente del tanque de almacenamiento.

$$F_5 = 0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$F_5 = 400 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

### Corriente 6:

$$F_5 = F_6$$

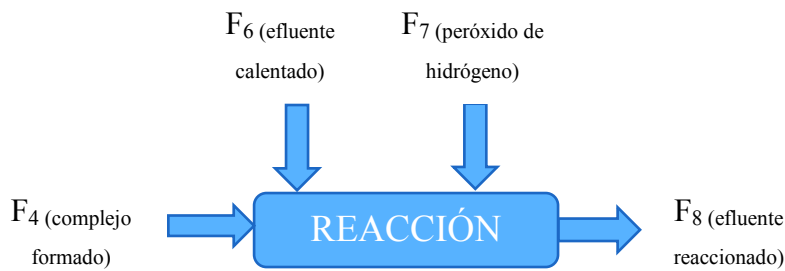
$$F_6 = 400 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## AI.3 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE REACCIÓN

$F_7$  = flujo másico de peróxido de hidrógeno  $\text{H}_2\text{O}_2$

### Corriente 7:

Se adicionó peróxido de hidrógeno  $\text{H}_2\text{O}_2$  una concentración de 180 mM



**Figura AI.3.** Proceso de reacción Fenton

$$F_7 = 180 \times 10^{-3} \frac{\text{mol H}_2\text{O}_2}{\text{L}} \cdot \frac{34 \text{ g H}_2\text{O}_2}{1 \text{ mol H}_2\text{O}_2} \cdot \frac{1 \text{ mL H}_2\text{O}_2}{1,1 \text{ g H}_2\text{O}_2} \cdot \frac{1 \text{ mL H}_2\text{O}_2 \text{ impuro}}{0,3 \text{ mL H}_2\text{O}_2 \text{ puro}}$$

$$F_7 = 18,55 \frac{\text{mL H}_2\text{O}_2}{\text{L}} \cdot \frac{1 \text{ 000 L}}{1 \text{ m}^3} = 18 \text{ 550} \frac{\text{mL H}_2\text{O}_2}{\text{m}^3}$$

$$F_7 = 18 \text{ 550} \frac{\text{mL H}_2\text{O}_2}{\text{m}^3} \cdot 0,4 \frac{\text{m}^3 \text{ efluente}}{\text{h}} = 7 \text{ 420} \frac{\text{mL H}_2\text{O}_2}{\text{h}}$$

$$F_7 = 7 \text{ 420} \frac{\text{mL}}{\text{h}} \cdot \frac{1,1 \text{ g H}_2\text{O}_2}{1 \text{ mL H}_2\text{O}_2} = 8 \text{ 162} \frac{\text{g H}_2\text{O}_2}{\text{h}}$$

$$F_7 = 8 \text{ 162} \frac{\text{g H}_2\text{O}_2}{\text{h}} = 8,16 \frac{\text{kg H}_2\text{O}_2}{\text{h}}$$

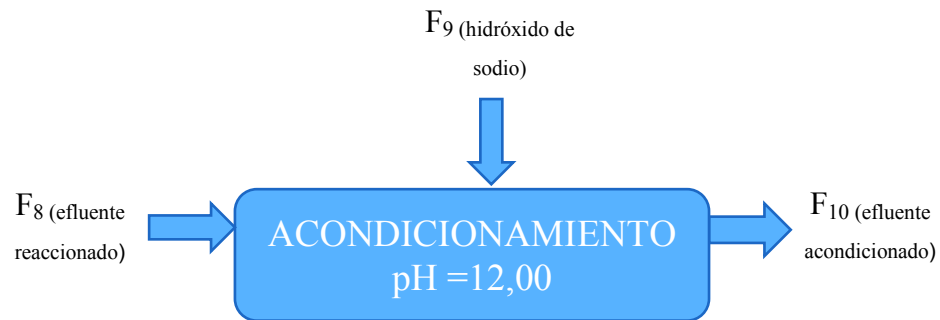
**Corriente 8:**

$$F_8 = F_4 + F_6 + F_7$$

$$F_8 = \frac{94,79 \text{ kg efluente resina}}{\text{h}} + \frac{400 \text{ kg C}_4\text{H}_6\text{O}_6}{\text{h}} + \frac{8,16 \text{ kg FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}}{\text{h}} = 502,95 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$F_8 = 502,95 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## AI.4 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ACONDICIONAMIENTO



**Figura AI.4.** Proceso de acondicionamiento

$F_9$  = flujo másico hidróxido de sodio Na(OH)

### Corriente 9:

Se adicionó hidróxido de sodio a una concentración 10 N

$$\text{pH} + \text{pOH} = 14$$

$$12 + \text{pOH} = 14$$

$$\text{pOH} = 2$$

$$\text{pOH} = -\log[\text{OH}^-]$$

$$[\text{OH}^-] = 0,01 \text{ M}$$

$$F_9 = \frac{0,01 \text{ mol OH}^-}{\text{L}} \cdot \frac{1 \text{ mol Na(OH)}}{1 \text{ mol OH}^-} \cdot \frac{40 \text{ g Na(OH)}}{1 \text{ mol Na(OH)}} \cdot \frac{502,95 \text{ kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}}$$

$$\frac{1 \text{ L sol NaOH}}{10 \text{ eq g Na(OH)}} \cdot \frac{1 \text{ eq g Na(OH)}}{1 \text{ mol NaOH}} \cdot \frac{1 \text{ mol Na(OH)}}{40 \text{ g Na(OH)}} = 0,000503 \frac{\text{m}^3 \text{ sol NaOH}}{\text{h}}$$

La densidad de la solución de hidróxido de sodio 10 N es 1,4827 g/cm<sup>3</sup> (Perry, 2001, p. 2-112)

$$F_9 = 0,000503 \frac{\text{m}^3 \text{sol NaOH}}{\text{h}} \cdot \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1\,000 \text{ cm}^3}{1 \text{ L}} \cdot \frac{1,4827 \text{ g}}{1 \text{ cm}^3} \cdot \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}}$$

$$F_9 = 0,75 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

**Corriente 10:**

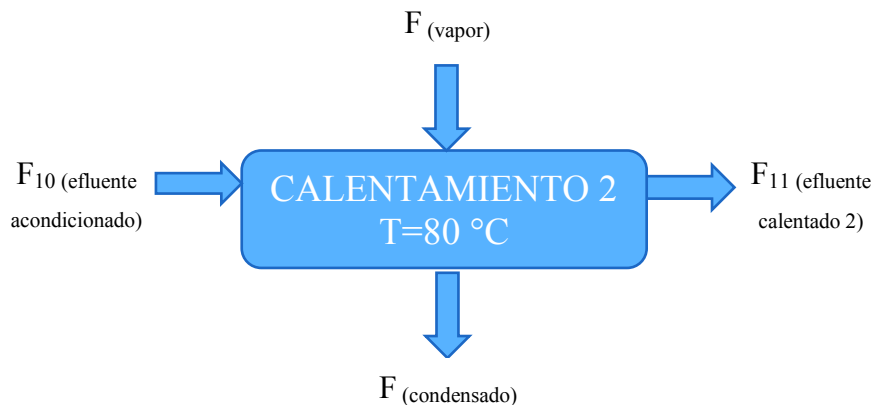
$$F_{10} = F_8 + F_9$$

$$F_{10} = \frac{502,95 \text{ kg}}{\text{h}} + \frac{0,75 \text{ Kg}}{\text{h}} = \frac{503,7 \text{ kg}}{\text{h}}$$

$$F_{10} = \frac{503,7 \text{ kg}}{\text{h}}$$

## AI.5 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE CALENTAMIENTO

2



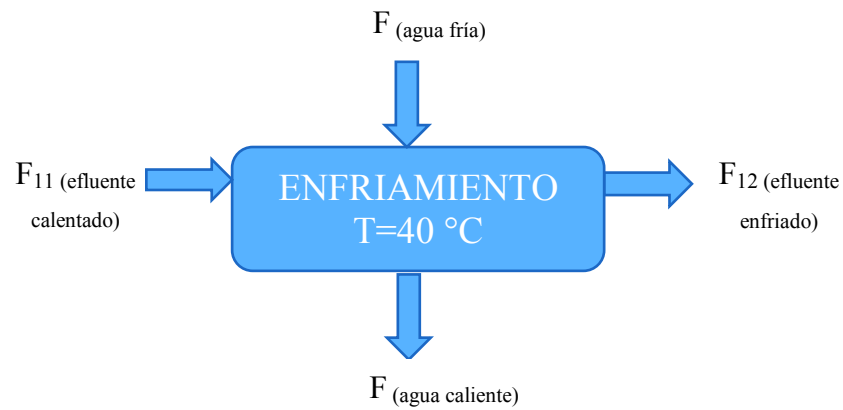
**Figura AI.5.** Proceso de calentamiento 2

**Corriente 11:**

$$F_{10} = F_{11}$$

$$F_{11} = 503,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## AI.6 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO ENFRIAMIENTO



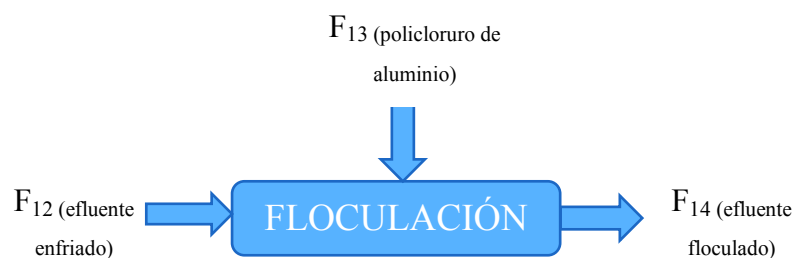
**Figura AI.6.** Proceso de enfriamiento

**Corriente 12:**

$$F_{11} = F_{12}$$

$$F_{12} = 503,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## AI.7 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE FLOCULACIÓN



**Figura AI.7.** Proceso de floculación

$F_{13}$  = flujo másico policloruro de aluminio PAC

**Corriente 13:**

Se adicionó policloruro de aluminio (PAC) a una razón de 2,5 mL/ 250 mL de efluente de resina UF, valor determinado a partir de pruebas piloto.

$$F_{13} = \frac{2,5 \text{ mL PAC}}{250 \text{ mL efluente}} \cdot \frac{1\,000 \text{ mL efluente}}{1 \text{ L efluente}} \cdot \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \cdot \frac{1 \text{ L PAC}}{1\,000 \text{ mL PAC}} \cdot \frac{0,4 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{\text{h}}$$

$$F_{13} = 4 \frac{\text{L PAC}}{\text{h}}$$

$$F_{13} = 4 \frac{\text{L PAC}}{\text{h}} \cdot \frac{1,4 \text{ g PAC}}{1 \text{ cm}^3 \text{ PAC}} \cdot \frac{1\,000 \text{ cm}^3}{1 \text{ L}} = 5\,600 \frac{\text{g PAC}}{\text{h}}$$

$$F_{13} = 5,6 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

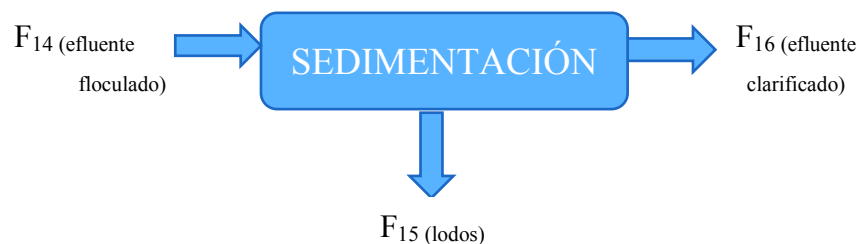
**Corriente 14:**

$$F_{14} = F_{12} + F_{13}$$

$$F_{14} = \frac{503,7 \text{ kg}}{\text{h}} + \frac{5,6 \text{ kg}}{\text{h}} = \frac{509,3 \text{ kg}}{\text{h}}$$

$$F_{14} = 509,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## AI.8 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE SEDIMENTACIÓN



**Figura AI.8.** Proceso de sedimentación

Como se estableció en la Sección 2.1, la remoción de sólidos en el sedimentador fue del 40 %.

**Corriente 15:**

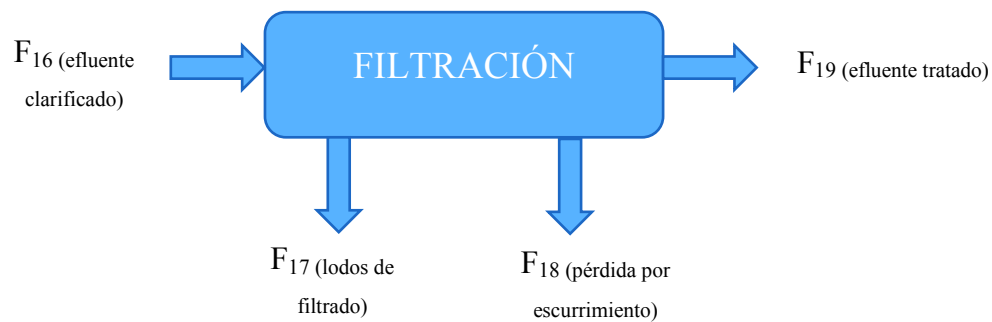
$$F_{15} = \frac{509,3 \text{ kg}}{\text{h}} \times 0,4 = 203,72 \frac{\text{kg lodos sedimentados}}{\text{h}}$$

**Corriente 16:**

$$F_{16} = F_{14} - F_{15}$$

$$F_{16} = \frac{509,3 \text{ kg}}{\text{h}} - \frac{203,72 \text{ kg}}{\text{h}} = \frac{305,58 \text{ kg}}{\text{h}}$$

$$F_{16} = 305,58 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

**AI.9 BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE FILTRACIÓN****Figura AI.9.** Proceso de filtración**Corriente 17:**

Con base en los criterios de diseño señalados, la eficiencia de remoción del filtro prensa es del 40%.

$$F_{17} = \frac{305,58 \text{ kg}}{\text{h}} \times 0,4 = \frac{122,23 \text{ kg}}{\text{h}}$$

$$F_{17} = 122,23 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

**Corriente 18:**

Las pérdidas por escurrimiento en el proceso de filtrado son del 5 % (Mendieta y Picado, 2002, pp. 23-63).



$$F_{18} = \left( \frac{305,58 \text{ kg}}{\text{h}} - \frac{122,23 \text{ kg}}{\text{h}} \right) \times 0,05 = \frac{9,17 \text{ kg}}{\text{h}}$$

$$F_{18} = 9,17 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

**Corriente 19:**

$$F_{19} = F_{16} - F_{17} - F_{18}$$

$$F_{19} = \frac{305,58 \text{ kg}}{\text{h}} - \frac{122,23 \text{ kg}}{\text{h}} - \frac{9,17 \text{ kg}}{\text{h}} = \frac{174,18 \text{ kg}}{\text{h}}$$

$$F_{19} = 174,18 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## ANEXO AII

### DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PROPUESTOS

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

Determinación del volumen de operación del tanque de mezclado:

A escala de laboratorio se obtuvo un tiempo de residencia de 50 minutos. Se estimó un caudal de operación que permitiera la formación del complejo tartrato de hierro, el cual se obtuvo a partir del flujo másico ( $F_4$ ), calculado en el balance de masa, y con la Ecuación AII.1.

$$Q_{op} = F \times \frac{1}{\delta} \quad [AII.1]$$

Donde:

$Q_{op}$ : caudal de operación  $\left(\frac{m^3}{h}\right)$

$F$ : flujo másico  $\left(\frac{kg}{h}\right)$

$\delta$ : densidad del efluente  $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$$Q_{op} = 94,79 \frac{kg}{h} \times \frac{1m^3}{1\,000\,kg} = \frac{0,0947\,m^3}{h}$$

$$Q_{op} = 0,0947 \frac{m^3}{h}$$

El volumen de operación se calculó a partir de la Ecuación AII.2.

$$V_{op} = Q_{op} \times t_{op} \quad [AII.2]$$

Donde:

$V_{op}$ : volumen de operación ( $m^3$ )

$t_{op}$ : tiempo de operación o tiempo de residencia (min)

$$V_{op} = \frac{0,0947 \text{ m}^3}{\text{h}} \times 50 \text{ min} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 0,078 \text{ m}^3$$

$$V_{op} = 0,078 \text{ m}^3$$

Se obtuvo que el volumen de operación en el tanque de mezclado fue de  $0,078 \text{ m}^3$ .

Determinación del volumen nominal del tanque de mezclado:

Se consideró un sobredimensionamiento del 20 %, como se estableció en los criterios de diseño (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37). A partir de la Ecuación All.3. se determinó el volumen nominal.

$$V_{nom} = 1,2 \times V_{op} \quad [All.3]$$

Donde:

$V_{nom}$ : volumen nominal ( $\text{m}^3$ )

$$V_{nom} = 1,2 \times 0,078 \text{ m}^3 = 0,094 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{V_{nom} = 0,094 \text{ m}^3}$$

El volumen nominal para el tanque de mezclado fue de  $0,094 \text{ m}^3$ .

Determinación de la altura y diámetro del tanque de mezclado:

Una vez obtenido el volumen nominal, se estimaron las dimensiones de altura y diámetro que cumpliera con el valor calculado. A continuación se detalla un ejemplo de cálculo:

La Ecuación All.4 definió la relación del volumen.

$$\text{Volumen} = \text{Área} \times \text{Altura} \quad [\text{All.4}]$$

$$\text{Volumen} = \pi \times r^2 \times H = V_{\text{nom}} \quad [\text{All.5}]$$

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times H \quad [\text{All.6}]$$

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \left(\frac{D_i}{2}\right)^2 \times H \quad [\text{All.7}]$$

Se reemplazaron en la Ecuación All.7 los primeros valores considerados en la Tabla All.1.

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \left(\frac{0,4 \text{ m}}{2}\right)^2 \times 0,45 \text{ m} = 0,057 \text{ m}^3$$

El valor calculado de volumen nominal fue de  $0,057 \text{ m}^3$ , este no cumple con el valor requerido, entonces, se tomaron varios valores que cumplieran con el valor deseado.

A continuación se reemplazó los siguientes valores:  $D_i = 0,44 \text{ m}$  y  $H = 0,62 \text{ m}$

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \left(\frac{0,44 \text{ m}}{2}\right)^2 \times 0,62 \text{ m} = 0,094 \text{ m}^3$$

Las dimensiones seleccionadas determinaron el volumen nominal en  $0,094 \text{ m}^3$ , mismo que cumplió con el valor obtenido a partir de la Ecuación All.3

**Tabla All.1.** Dimensiones del tanque de mezclado

| <b>Diámetro<br/>(m)</b> | <b>Altura<br/>(m)</b> | <b>Volumen<br/>nominal<br/>(m<sup>3</sup>)</b> |
|-------------------------|-----------------------|--|
| 0,400                   | 0,450                 | 0,057  |
| 0,400                   | 0,500                 | 0,063  |
| 0,500                   | 0,500                 | 0,098  |
| 0,440                   | 0,620                 | 0,094  |

Por lo tanto el diámetro y la altura fueron de 0,44 m y 0,62 m, dimensiones correspondientes para un volumen nominal de 0,094 m<sup>3</sup>.

Determinación de la presión de diseño  $P_d$ :

Como se estableció en los criterios de diseño, la presión de diseño  $P_d$  y la presión de operación  $P_o$  se calcularon a partir de la Ecuación All.8 y la Ecuación All.9, respectivamente.

$$P_d = 1,1 \times P_o \quad [\text{All.8}]$$

$$P_o = P_h + P_{atm} \quad [\text{All.9}]$$

La presión hidrostática se calculó a partir de la Ecuación All.10.

$$P_h = g \times h \times \delta \quad [\text{All.10}]$$

Donde:

g: gravedad (9,8 m/s<sup>2</sup>)

h: altura del tanque (m)

$\delta$ : densidad del efluente (kg/m<sup>3</sup>)

$$P_h = 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,62\text{m} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P_h = 6\,076 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}^2}{\text{m}^3 \text{s}^2} = 6\,076 \text{ Pa}$$

$$P_h = 6\,076 \text{ Pa} = 0,88 \text{ psi}$$

La presión atmosférica a las condiciones de la ciudad de Quito fue de 547 mmHg.

$$P_{atm} = 547 \text{ mmHg} = 10,58 \text{ psi}$$

$$P_o = 0,88 \text{ psi} + 10,58 \text{ psi}$$

$$P_o = 11,46 \text{ psi}$$

Se reemplazaron los valores calculados en la Ecuación All.8. y se obtuvo el valor de la presión de diseño.

$$P_d = 1,1 \times P_o$$

$$P_d = 1,1 \times 11,46 \text{ psi}$$

$$P_d = 12,61 \text{ psi}$$

La presión de diseño para el tanque de mezclado fue de 12,61 psi.

Determinación del espesor del tanque de mezclado:

El espesor del tanque de mezclado se calculó a partir de la Ecuación 3.6 (Sinnott y Towler, 2009, p. 986), determinada en los criterios de diseño.

$$t_T = \frac{P_d \times D_i}{4 \times S \times E + 0,8 \times P_d}$$

El valor de la resistencia (S) fue de 20 000 psi y la eficiencia de la soldadura (E) fue de 1,0 para acero inoxidable 304; estos fueron determinados a partir del Anexo AVI (Sinnott y Towler, 2009, p. 982).

$$t_T = \frac{12,61 \text{ psi} \times 0,44 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}}}{4 \times 20\,000 \text{ psi} \times 1,0 + 0,8 \times 12,61 \text{ psi}} = 0,0027 \text{ in}$$

Al obtener un espesor menor al establecido para tanques a presión, se escogió el valor del espesor mínimo considerado en Sinnott y Towler (2009), el cual fue de 5 mm (p. 986).

$$t_T = 5 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 0,19 \text{ in}$$

Para el tanque de mezclado se consideró un margen de corrosión de 2 mm (Sinnott y Towler, 2009, p. 985), por tanto el espesor del tanque de mezclado fue de:

$$t_T = 0,19 \text{ in} + 2 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 0,27 \text{ in}$$

Al usar espesores comerciales del Anexo AVII, el espesor del tanque de mezclado fue de 1/4 in.

$$t_T = \frac{1}{4} \text{ in}$$

## II.2 DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

Determinación del volumen de operación del reactor:

A escala de laboratorio se obtuvo un tiempo de residencia de 45 min. Se estimó un caudal de operación que permitiera la reacción Fenton, el cual se obtuvo a partir del flujo másico calculado en el balance de masa y la Ecuación All.1

$$Q_{op} = 502,95 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ kg}}$$

$$Q_{op} = 0,5029 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Para el cálculo del volumen de operación se consideró la Ecuación All.2:

$$V_{op} = \frac{0,5029 \text{ m}^3}{\text{h}} \times 45 \text{ min} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 0,377 \text{ m}^3$$

$$V_{op} = 0,377 \text{ m}^3$$

Determinación del volumen nominal del reactor, con base en la Ecuación All.3:

$$V_{\text{nom}} = 1,2 \times 0,377\text{m}^3 = 0,452 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nom}} = 0,452 \text{ m}^3$$

Determinación de la altura y diámetro del reactor:

A partir de la Ecuación All.7. se calcularon las dimensiones de altura y diámetro.

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times H \quad [\text{All.7}]$$

En los criterios de diseño se estableció la relación de la altura y el diámetro para un reactor a partir de la Ecuación All.11

$$H = 1,5 \times D \quad [\text{All.11}]$$

Se reemplaza la Ecuación All.11. en la Ecuación All.7.

$$0,452 = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times 1,5 \times D$$

$$D = 0,73 \text{ m}$$

$$H = 1,09 \text{ m}$$

Finalmente se determinó que el diámetro del reactor fue de 0,73 m y la altura de 1,09 m.

Determinación de la presión de diseño  $P_d$ :

La presión de diseño se calculó como un valor de 10 % sobre el valor de la presión de operación normal (Sinnott y Towler, 2009, p. 980).

$$P_d = 1,1 \times P_o$$

$$P_o = P_h + P_{atm}$$

$$P_h = g \times h \times \delta$$

$$P_h = 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,09\text{m} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$



$$P_h = 10\,682 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \text{s}^2} = 10\,682 \text{ Pa}$$

$$P_h = 10\,682 \text{ Pa} = 1,55 \text{ psi}$$

La presión atmosférica a las condiciones de la ciudad de Quito fue de 547 mmHg.

$$P_{\text{atm}} = 547 \text{ mmHg} = 10,58 \text{ psi}$$

$$P_o = 1,55 \text{ psi} + 10,58 \text{ psi}$$

$$P_o = 12,13 \text{ psi}$$

$$P_d = 1,1 \times P_o$$

$$P_d = 1,1 \times 12,13 \text{ psi}$$

$$P_d = 13,34 \text{ psi}$$

La presión de diseño del reactor fue de 13,34 psi.

Determinación del espesor del reactor:

El espesor del reactor se calculó con la Ecuación 3.6 (Sinnott y Towler, 2009, p. 986).

$$t_T = \frac{P_d \times D_i}{4 \times S \times E + 0,8 \times P_d}$$

Para una temperatura de 37 °C, el valor de la resistencia (S) fue de 20 000 psi para acero inoxidable 304 y la eficiencia de la soldadura (E) fue de 1,0. Estos valores fueron determinados a partir del Anexo AVI (Sinnott y Towler, 2009, p. 982).

$$t_T = \frac{13,31 \text{ psi} \times 0,73 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}}}{4 \times 20\,000 \text{ psi} \times 1,0 + 0,8 \times 13,31 \text{ psi}} = 0,0048 \text{ in}$$

Al obtener un espesor menor al establecido para tanques a presión, se escoge el valor del espesor mínimo considerado en Sinnott y Towler (2009, p. 986).

$$t_T = 5 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 0,19 \text{ in}$$

Para el reactor, se considera un margen de corrosión de 4 mm (Sinnott y Towler, 2009, p. 985), por tanto el espesor fue de:

$$t_T = 0,19 \text{ in} + 4 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 0,34 \text{ in}$$

Al usar espesores comerciales del Anexo AVII, el espesor del reactor fue de 3/8 in.

$$t_T = \frac{3}{8} \text{ in}$$

Determinación del espesor de la tapa del reactor:

Para un tipo de cabezal torisférico, el espesor se determina con la Ecuación All.12 y la ecuación All.13. descrita en los criterios de diseño.

$$t_E = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{S \times E - 0,1 \times P_d} \quad [\text{All.12}]$$

$$R_c = 0,06 \times D_i \quad [\text{All.13}]$$

Donde:

$D_i$ : diámetro interno del reactor

$$t_E = \frac{0,885 \times 13,34 \text{ psi} \times (0,06 \times 0,73 \text{ m}) \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}}}{2 \times 20000 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 13,34 \text{ psi}} = 0,000509 \text{ in}$$

$$t_E = 0,000509 \text{ in}$$

Al usar espesores comerciales presentados en el Anexo AVII, el espesor del reactor es de 3/32 in.

$$t_E = \frac{3}{32} \text{ in}$$

El nivel del líquido en la tapa del reactor se calcula con la Ecuación AII.14

$$L_f = 0,169 \times D \quad [\text{AII.14}]$$

$$L_f = 0,169 \times 0,73 \text{ m} = 0,12 \text{ m}$$

$$L_f = 0,12 \text{ m}$$

El nivel líquido en la tapa del reactor es de 0,12 m

### **AII.3 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO ENCHAQUETADO**

Determinación del volumen de operación del tanque de acondicionamiento enchaquetado:

Se considera un tiempo de contingencia establecido para mezcla rápida de 9 min (Metcalf y Eddy, 1995, pp. 243-247) y a partir del flujo másico calculado en el balance de masa se obtiene el caudal de operación con la Ecuación AII.1.

$$Q_{op} = 503,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ kg}}$$

$$Q_{op} = 0,5037 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Para el cálculo del volumen de operación consideró la Ecuación AII.2

$$V_{op} = \frac{0,5037 \text{ m}^3}{\text{h}} \times 9 \text{ min} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

$$V_{op} = 0,076 \text{ m}^3$$

Determinación del volumen nominal del tanque de acondicionamiento enchaquetado:

El volumen nominal se calculó con la Ecuación AII.3 para lo cual se consideró un sobredimensionamiento del 20 %, como se estableció en los criterios de diseño (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$V_{\text{nom}} = 1,2 \times 0,076\text{m}^3 = 0,091$$

$$V_{\text{nom}} = 0,091 \text{ m}^3$$

El volumen nominal para el tanque de acondicionamiento enchaquetado fue de 0,091 m<sup>3</sup>.

Determinación de la altura y diámetro del tanque de acondicionamiento enchaquetado:

Una vez obtenido el volumen nominal, se estimaron las dimensiones de altura y diámetro, que cumplan con el valor calculado. El procedimiento se realizó con la Ecuación AII.4, AII.5, AII.6, AII.7.

**Tabla AII.2.** Dimensiones del tanque de acondicionamiento enchaquetado

| <b>Diámetro<br/>(m)</b> | <b>Altura<br/>(m)</b> | <b>Volumen<br/>nominal<br/>(m<sup>3</sup>)</b> |
|-------------------------|-----------------------|--|
| 0,300                   | 0,200                 | 0,014  |
| 0,300                   | 0,400                 | 0,028  |
| 0,400                   | 0,600                 | 0,075  |
| 0,460                   | 0,550                 | 0,091  |

Como se observa en la Tabla AII.2. el diámetro y la altura fueron de 0,46 m y 0,55 m, respectivamente, para un volumen nominal de 0,091 m<sup>3</sup>.

Determinación de la presión de diseño  $P_d$ :

La presión de diseño se calculó como un valor de 10 % sobre el valor de la presión de operación normal (Sinnott y Towler, 2009, p. 980).

$$P_d = 1,1 \times P_o$$

$$P_o = P_h + P_{\text{atm}}$$

$$P_h = g \times h \times \delta$$

$$P_h = 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,55 \text{ m} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P_h = 5\,390 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}^2}{\text{m}^3 \text{s}^2} = 5\,390 \text{ Pa}$$

$$P_h = 5\,390 \text{ Pa} = 0,78 \text{ psi}$$

La presión atmosférica a las condiciones de la ciudad de Quito fue de 547 mmHg.

$$P_{\text{atm}} = 547 \text{ mmHg} = 10,58 \text{ psi}$$

$$P_o = 0,78 \text{ psi} + 10,58 \text{ psi}$$

$$P_o = 11,36 \text{ psi}$$

$$P_d = 1,1 \times P_o$$

$$P_d = 1,1 \times 11,36 \text{ psi}$$

$$P_d = 12,5 \text{ psi}$$

La presión de diseño del tanque de acondicionamiento enchaquetado fue de 12,5 psi.

Determinación del espesor del tanque de acondicionamiento enchaquetado:

El espesor del tanque enchaquetado se calculó con la Ecuación 3.6 (Sinnott y Towler, 2009, p. 986), presentada en los criterios de diseño.

$$t_T = \frac{P_d \times D_i}{4 \times S \times E + 0,8 \times P_d}$$

Para una temperatura de 80 °C, el valor de la resistencia (S) fue de 15 000 psi para acero inoxidable 304 y la eficiencia de la soldadura fue de 1,0. Estos valores fueron determinados a partir del Anexo AVI (Sinnott y Towler, 2009, p. 982).

$$t_T = \frac{12,50 \text{ psi} \times 0,46 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}}}{4 \times 15\,000 \text{ psi} \times 1,0 + 0,8 \times 12,50 \text{ psi}} = 0,0038 \text{ in}$$

Al obtener un espesor menor al establecido para tanques a presión, se escogió el valor del espesor mínimo considerado en Sinnott y Towler, 2009, p. 986.

$$t_T = 5 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 0,19 \text{ in}$$

Para el tanque de acondicionamiento enchaquetado se consideró un margen de corrosión de 4 mm (Sinnott y Towler, 2009, p.985), por tanto el espesor es de:

$$t_T = 0,19 \text{ in} + 4 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 0,34 \text{ in}$$

Al usar espesores comerciales del Anexo AVII, el espesor del tanque de acondicionamiento enchaquetado es de 3/8 in.

$$t_T = \frac{3}{8} \text{ in}$$

Espesor de la tapa del tanque de acondicionamiento enchaquetado:

El tipo de cabezal que se consideró fue torisférico (Sinnott y Towler, 2009, pp. 982-990).

$$t_E = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{S \times E - 0,1 \times P_d}$$

$$t_E = \frac{0,885 \times 12,50 \text{ psi} \times 0,06 \times 0,46 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}}}{15000 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 12,50 \text{ psi}} = 0,000801 \text{ in}$$

$$t_E = 0,000801 \text{ in}$$

Al usar espesores comerciales presentados en el Anexo AVII, el espesor del tanque de acondicionamiento enchaquetado de 3/32 in.

$$t_E = \frac{3}{32} \text{ in}$$

El nivel del líquido en la tapa del tanque de acondicionamiento enchaquetado se calcula con la Ecuación All.14.

$$L_f = 0,169 \times D \quad [\text{All.14}]$$

$$L_f = 0,169 \times 0,46\text{m} = 0,07 \text{ m}$$

$$L_f = 0,07 \text{ m}$$

## III.4 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE FLOCULACIÓN

Determinación del volumen de operación del tanque de floculación:

Se considera un tiempo de residencia de 10 minutos, mismo que se establece para tratamientos de floculación de aguas residuales (Metcalf y Eddy, 1995, p. 245).

Se estima un caudal de operación que permita el proceso de floculación, el cual se obtiene a partir del flujo másico calculado en el balance de masa y la Ecuación All.1.

$$Q_{op} = 509,3 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\text{m}^3}{1\,000 \text{ kg}}$$

$$Q_{op} = 0,5093 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Para el cálculo del volumen de operación se utiliza la Ecuación All.2

$$V_{op} = \frac{0,5093\text{m}^3}{\text{h}} \times 10 \text{ min} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

$$V_{op} = 0,085 \text{ m}^3$$

El volumen nominal del tanque de acondicionamiento enchaquetado

Se considera un sobredimensionamiento del 20 %, como se estableció en los criterios de diseño (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$V_{\text{nom}} = 1,2 \times 0,085 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nom}} = 0,102 \text{ m}^3$$

El volumen nominal para el tanque de floculación es de  $0,102 \text{ m}^3$ .

Determinación de la altura y diámetro del tanque de acondicionamiento enchaquetado:

Una vez obtenido el volumen nominal, se estimaron las dimensiones de altura y diámetro que cumplan con el valor calculado. Se utilizaron las ecuaciones AII.4, AII.5, AII.6 y AII.7.

**Tabla AII.3.** Dimensiones del tanque de floculación

| <b>Diámetro<br/>(m)</b> | <b>Altura<br/>(m)</b> | <b>Volumen<br/>nominal<br/>(m<sup>3</sup>)</b> |
|-------------------------|-----------------------|--|
| 0,300                   | 0,200                 | 0,014  |
| 0,400                   | 0,400                 | 0,050  |
| 0,500                   | 0,600                 | 0,118  |
| 0,450                   | 0,640                 | 0,102  |

Como se observa en la Tabla AII.3, para un volumen nominal de  $0,102 \text{ m}^3$ , el diámetro y la altura fueron de 0,45 m y 0,64 m, respectivamente.

Determinación de la presión de diseño  $P_d$ :

La presión de diseño se calcula como un valor de 10 % sobre el valor de la presión de operación normal (Sinnott y Towler, 2009, p. 980).

$$P_h = 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,64 \text{ m} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$



$$P_h = 6\,272 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{m}^2 \text{s}^2} = 6\,272 \text{ Pa}$$

$$P_h = 6\,272 \text{ Pa} = 0,91 \text{ psi}$$

La presión atmosférica a las condiciones de la ciudad de Quito fue de 547 mmHg.

$$P_{\text{atm}} = 547 \text{ mmHg} = 10,58 \text{ psi}$$

$$P_o = 0,91 \text{ psi} + 10,58 \text{ psi}$$

$$P_o = 11,49 \text{ psi}$$

$$P_d = 1,1 \times P_o$$

$$P_d = 1,1 \times 11,49 \text{ psi}$$

$$P_d = 12,64 \text{ psi}$$

La presión de diseño del tanque de floculación fue de 12,64 psi.

Determinación del espesor del tanque de floculación:

El espesor del tanque de floculación se calcula a partir de la Ecuación 3.6 (Sinnott y Towler, 2009, p.986), definida en los criterios de diseño.

Para una temperatura de 37 °C, el valor de la resistencia (S) es de 20 000 psi y la eficiencia (E) de la soldadura es de 1,0. Estos valores fueron determinados a partir del Anexo AVI (Sinnott y Towler, 2009, p. 982).

$$t_T = \frac{12,64 \text{ psi} \times 0,45 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}}}{4 \times 20\,000 \text{ psi} \times 1,0 + 0,8 \times 12,64 \text{ psi}} = 0,0028 \text{ in}$$

Al obtener un espesor menor al establecido para tanques a presión, se escogió el valor del espesor mínimo considerado en Sinnott y Towler, 2009, p. 986.

$$t_T = 5 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 0,19 \text{ in}$$

Para el tanque de floculación se consideró un margen de corrosión de 4 mm (Sinnott y Towler, 2009, p.985), por tanto el espesor fue de:

$$t_T = 0,19 \text{ in} + 4 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}} = 0,34 \text{ in}$$

Al usar espesores comerciales del Anexo AVII, el espesor del tanque de mezclado seleccionado es de 3/8 in.

$$t_T = \frac{3}{8} \text{ in}$$

Espesor de la tapa del tanque de floculación:

Se consideró una tapa torisférica, por tanto el espesor del cabezal se calculó a partir de la Ecuación 3.3.

$$t_E = \frac{0,885 \times P_d \times R_c}{S \times E - 0,1 \times P_d}$$

$$t_E = \frac{0,885 \times 12,64 \text{ psi} \times 0,06 \times 0,45 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ in}}{1 \text{ m}}}{20000 \text{ psi} \times 1 - 0,1 \times 12,64 \text{ psi}} = 0,00059 \text{ in}$$

$$t_E = 0,00059 \text{ in}$$

Al usar espesores comerciales presentados en el Anexo AVII, el espesor de la tapa del tanque de floculación fue de 3/32 in.

$$t_E = \frac{3}{32} \text{ in}$$

El nivel del líquido en la tapa del tanque de floculación se calculó a partir de la Ecuación 3.7

$$L_f = 0,169 \times D$$

$$L_f = 0,169 \times 0,45 \text{ m} = 0,12 \text{ m}$$

$$L_f = 0,07 \text{ m}$$

## **AIL.5 DIMENSIONAMIENTO DEL SEDIMENTADOR**

Determinación del largo y ancho del sedimentador:

Según las consideraciones establecidas en los criterios de diseño las dimensiones de largo (L), ancho (B) y profundidad (H) se determinaron con la Ecuaciones 3.8 y 3.9

$$\frac{L}{B} = 3$$

$$\frac{L}{H} = 5$$

Determinación del caudal de operación en función de la Ecuación All.1:

$$Q_{op} = 509,3 \times \frac{1\text{m}^3}{1\,000\text{ kg}} = \frac{0,5093\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$Q_{op} = \frac{0,5093\text{m}^3}{\text{h}} = 12,22 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Determinación del área superficial:

Se consideró una carga superficial de 20 m/día, valor adecuado para procesos que han pasado por un proceso de floculación previo, Ecuación 3.10 (Pérez, 1981, p.109).

$$A_s = \frac{Q_{op}}{\text{carga superficial}}$$

$$A_s = \frac{12,22 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{20 \frac{\text{m}}{\text{día}}} = 0,61 \text{ m}^2$$

Se consideró un valor de B = 0,65 m debido al espacio disponible en la industria de pinturas.

Determinación de la distancia ente la salida del sedimentador y la pantalla difusora:

Con la Ecuación All.15, se calcula el valor de L<sub>2</sub>

$$L_2 = \frac{A_s}{B}$$

[All.15]

$$L_2 = \frac{A_s}{B} = \frac{0,61 \text{ m}^2}{0,65 \text{ m}}$$

$$L_2 = 0,94 \text{ m}$$

Se considera un valor de  $L_1 = 1 \text{ m}$  para la distancia entre la entrada del sedimentador y la pantalla difusora.

Determinación del largo del sedimentador

La Ecuación All.16 es utilizada para el cálculo del largo del equipo.

$$L = L_1 + L_2$$

[All.16]

$$L = 1 \text{ m} + 0,94 \text{ m}$$

$$L = 1,94 \text{ m}$$

El valor de L debe cumplir con la relación  $L/B=3$

$$\frac{L}{B} = \frac{1,94 \text{ m}}{0,65 \text{ m}} = 3$$

Con los cálculos realizados, se comprueba que las dimensiones cumplen con los criterios de diseño establecidos, es decir un  $L/B=3$ .

Se asume una profundidad del sedimentador de 0,39 m, y se verificó que cumplía con la relación  $L/H=5$

$$\frac{L}{H} = \frac{1,94 \text{ m}}{0,39 \text{ m}} = 5$$

Las dimensiones establecidas cumplieron con la relación  $L/H=5$  descritas en los criterios de diseño.

Determinación del tiempo de retención:

El tiempo de retención o residencia en el sedimentador se calculó a partir de la Ecuación 3.11.

$$t_r = \frac{L \times B \times H \times \text{factor de seguridad}}{Q_{op}}$$

$$t_r = \frac{1,9 \text{ m} \times 0,65 \text{ m} \times 0,39 \text{ m} \times 1,2}{0,5093 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}} = 1,13 \text{ h}$$

$$t_r = 1,13 \text{ h}$$

$$t_r = 68 \text{ min}$$

El tiempo de residencia en el sedimentador es de 68 min.

Determinación del volumen nominal:

Se determinó con la Ecuación All.17

$$V_{nom} = L \times B \times H \times 1,2 \quad [All.17]$$

$$V_{nom} = 1,9 \text{ m} \times 0,65 \text{ m} \times 0,39 \times 1,2 = 0,58 \text{ m}^3$$

$$V_{nom} = 0,58 \text{ m}^3$$

El volumen nominal del sedimentador es de  $0,58 \text{ m}^3$

## ANEXO AIII

### BALANCE DE ENERGÍA

#### AIII.1 BALANCE DE ENERGÍA EN EL CALENTAMIENTO 1.

Se realiza el balance entre el calor perdido por el fluido caliente y el calor ganado por el fluido frío, con la aplicación de la Ecuación AIII.1.

$$- Q_p = Q_g \quad \text{[AIII.1]}$$

Donde:

$Q_p$ : calor perdido (W)

$Q_g$ : calor ganado (W)

Determinación del calor perdido por el fluido caliente:

Se usa como medio calefactor el agua proveniente del proceso de enfriamiento. El cálculo se realiza a través de la Ecuación AIII.2.

$$Q_p = F_{FC} \times c_{pFC} \times (T_{SFC} - T_{EFC}) \quad \text{[AIII.2]}$$

Donde:

$F_{FC}$ : flujo del fluido calefactor (kg/h)

$c_{pFC}$ : calor específico del fluido calefactor (J/kg-K)

$T_{SFC}$ : temperatura de salida del fluido calefactor (K)

$T_{EFC}$ : temperatura de entrada del fluido calefactor (K)

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.2 fueron:  $c_{pFC} = 4\,168$  J/kg-K. Se considera que el fluido calefactor sale a la misma temperatura que el fluido frío, es decir  $T_{SFC} = 20$  °C y la temperatura de entrada es la correspondiente a la

temperatura de salida del proceso de enfriamiento, es decir  $T_{EFC} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ . Así se obtiene la Ecuación AIII.3.

$$Q_p = -F_{FC} \times 4186 \frac{\text{J}}{\text{kg-K}} \times (293 - 313)\text{K} \quad [\text{AIII.3}]$$

Determinación del calor ganado por el fluido frío:

El fluido frío que gana calor es el efluente proveniente del tanque de almacenamiento, el cálculo se realiza con la Ecuación AIII.4.

$$Q_g = F_{FF} \times cp_{FF} \times (T_{SFF} - T_{EFF}) \quad [\text{AIII.4}]$$

Donde:

$F_{FF}$ : flujo másico del fluido frío (kg/h)

$cp_{FF}$ : calor específico del fluido frío (J/kg-K)

$T_{SFF}$ : temperatura de salida del fluido frío(K)

$T_{EFF}$ : temperatura de entrada del fluido frío (K)

Los valores que se reemplazaron para la Ecuación AIII.4 fueron:  $F_{FF} = 400 \text{ kg/h}$ ,  $cp_{FC} = 4186 \text{ J/kg-}^\circ\text{K}$ . El fluido frío es el efluente de resina, el cual alcanza una  $T_{SFF} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ . Además se consideran las condiciones más críticas para el efluente almacenado, es decir una  $T_{EFF} = 13 \text{ }^\circ\text{C}$ , así se obtiene la Ecuación AIII.5.

$$Q_g = 400 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4186 \frac{\text{J}}{\text{kg-K}} \times (293 - 286)\text{K} \quad [\text{AIII.5}]$$

Se reemplazan los valores de la Ecuación AIII.3. y la Ecuación AIII.5. en la Ecuación AIII.1 y se calcula el flujo del fluido calefactor necesario para calentar al efluente de resina a una temperatura de  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$-Q_p = Q_g$$

$$-F_{FC} \times 4186 \frac{\text{J}}{\text{kg-K}} \times (293 - 313)\text{K} = 400 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4186 \frac{\text{J}}{\text{kg-K}} \times (293 - 286)\text{K}$$

$$F_{FC} = 140 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El flujo de fluido calefactor para que el efluente almacenado alcance una temperatura de 20 °C es de 140 kg/h.

El valor de flujo de calor ganado por el efluente es de 3 255,78 W.

### **AIII.2 BALANCE DE ENERGÍA EN EL CALENTAMIENTO 2**

Se definió en la Sección 2.1 que el efluente alcanza una temperatura de 80 °C para que el hierro remanente precipite.

Para determinar el calor necesario para alcanzar una temperatura de 80 °C en el tanque de acondicionamiento enchaquetado, mediante la alimentación de vapor de agua a la chaqueta del tanque, se realizaron los siguientes cálculos:

Determinación del calor latente de vaporización del agua:

A partir de la relación de Antoine se calculó la temperatura de ebullición para las condiciones de:  $P = 547$  mmHg,  $A = 18,3036$ ,  $B = 3\ 816,44$  y  $C = -46,13$ , con la Ecuación AIII.6.

$$\ln(P_1) = A - \frac{B}{T_1 + C} \quad \text{[AIII.6]}$$

Donde:

$P_1$ : presión de vapor

$T_1$ : temperatura de ebullición

A, B, C: constantes de Antoine para el agua

Se reemplazaron los valores anteriores en la Ecuación AIII.6. y se calculó el valor de la temperatura  $T_1$ .



$$\ln(547,00) = 18,3036 - \frac{3\,816,44}{T_1 + (-46,13)}$$

$$T_1 = 364,19 \text{ K}$$

Se calcula  $T_2$  bajo la consideración de un aumento de la temperatura de 0,1 K, por tanto:

$$T_2 = 364,29 \text{ K}$$

Se reemplazaron los valores de  $T_2 = 364,29 \text{ K}$  en la Ecuación AIII.6. para calcular la presión  $P_2$

$$\ln(P_2) = 18,3036 - \frac{3\,816,44}{364,29 - 46,13}$$

$$P_2 = 549,08 \text{ mmHg}$$

Se calcula el calor latente de vaporización, mediante la relación de Clausius y Clapeyron, se sustituyeron los valores de  $P_1$ ,  $P_2$ ,  $T_1$  y  $T_2$  antes calculados en la Ecuación AIII.7.

$$\ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = -\frac{L_p}{R} \times \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right) \quad \text{[AIII.7]}$$

Donde:

$P_1$ : presión de vapor en la condición 1 (mmHg)

$P_2$ : presión de vapor en la condición 2 (mmHg)

$T_1$ : temperatura de ebullición en la condición 1 (K)

$T_2$ : temperatura de ebullición en la condición 2 (K)

R: constante de los gases (2cal/K-mol)

$L_p$ : calor latente de vaporización (cal/mol)

$$\ln\left(\frac{549,08 \text{ mmHg}}{547,00 \text{ mmHg}}\right) = -\frac{L_p}{2,00 \frac{\text{cal}}{\text{K mol}}} \times \left(\frac{1}{364,19 \text{ K}} - \frac{1}{364,29 \text{ K}}\right)$$

$$L_p = 10\,070,64 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$L_p = 10\,070,64 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \times \frac{4,184 \text{ J}}{1 \text{ cal}} = 42\,135,56 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

$$L_p = 42\,135,56 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

El calor latente de vaporización fue de 42 135,56 J/mol

Determinación del calor entregado por el vapor:

El calor de vaporización se calcula con la Ecuación AIII.8, en donde se reemplaza el valor del calor latente

$$Q_{\text{vapor}} = F_{\text{vapor}} \times L_p \quad [\text{AIII.8}]$$

Donde:

$F_{\text{vapor}}$ : flujo másico del vapor (kg/h)

$Q_{\text{vapor}}$ : calor entregado por el vapor (W)

Se reemplaza el valor del calor latente y se obtiene la Ecuación AIII.9.

$$Q_{\text{vapor}} = F_{\text{vapor}} \times 42\,135,56 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \quad [\text{AIII.9}]$$

Determinación del calor producido por la chaqueta de calentamiento:

El calor producido a través de la chaqueta de calentamiento se calcula mediante la relación de Fourier, descrita en la Ecuación AIII.10

$$Q = U \times A \times (T - T_o) \quad [\text{AIII.10}]$$

Donde:

- U: coeficiente global de transferencia de calor ( $\text{kW}/\text{m}^2\text{K}$ )  
 A: área de transferencia de calor ( $\text{m}^2$ )  
 T: temperatura final del efluente ( $^{\circ}\text{C}$ )  
 $T_o$ : temperatura inicial del efluente ( $^{\circ}\text{C}$ )

Determinación del área de transferencia a través de la chaqueta de calentamiento  
 A partir de la Ecuación AIII.11. se calcula el área de transferencia en la chaqueta.

$$A = 2 \times \pi \times r \times h \quad [\text{AIII.11}]$$

Donde:

- r: radio del tanque de acondicionamiento enchaquetado (m)  
 h: altura del tanque de acondicionamiento enchaquetado (m)  
 A: área de transferencia de calor ( $\text{m}^2$ )

$$A = 2 \times \pi \times \left(\frac{0,46\text{m}}{2}\right) \times 0,55\text{m} = 0,79 \text{ m}^2$$

El coeficiente global de transferencia de calor (U) para vapor de agua condensado en una chaqueta para recipientes de acero fue de  $175,00 \text{ BTU}/\text{h}\cdot\text{ft}^2$  (Kern, 1999, p.814).

$$U = 175,00 \frac{\text{BTU}}{\text{hft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}} = 0,99 \frac{\text{KW}}{\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{K}}$$

Se igualan las Ecuaciones AIII.8. y AIII.10 y se reemplazan los valores de  $A = 0,79 \text{ m}^2$ ,  $U = 0,99 \text{ kW}/\text{m}^2\text{K}$ ,  $T = 80,00 \text{ }^{\circ}\text{C}$  y  $T_o = 20,00 \text{ }^{\circ}\text{C}$  y se calcula el flujo másico de vapor requerido para el calentamiento 2.

$$Q = Q_{\text{vapor}}$$

$$U \times A \times (T - T_o) = F_{\text{vapor}} \times L_p$$

$$\begin{aligned}
 & 0,99 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{s}} \times \frac{3600\text{s}}{1\text{h}} \cdot 0,79 \text{ m}^2 (353 - 293)\text{K} \\
 & = F_{\text{vapor}} \cdot 42\,135,56 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \cdot \frac{1\text{mol}}{18\text{g}} \cdot \frac{1\,000\text{g}}{1\text{kg}} \\
 & F_{\text{vapor}} = 72,17 \frac{\text{kg}}{\text{h}}
 \end{aligned}$$

El flujo de vapor de agua requerido para que el efluente alcance una temperatura de 80 °C en la chaqueta de calentamiento es de 72,17 kg/h.

El flujo de calor ganado por el efluente fue de 46 927,83 W.

### AIII.3 BALANCE DE ENERGÍA EN EL ENFRIAMIENTO

Determinación del calor perdido por efluente ( $Q_p$ ):

Con la Ecuación AIII.12 se determinó el calor necesario para enfriar al efluente hasta una temperatura de 40 °C.

$$Q_{\text{efluente}} = -Q_p = F_{\text{efluente}} \times c_{p\text{efluente}} \times (T_s - T_e) \quad [\text{AIII.12}]$$

Donde:

$F_{\text{efluente}}$ : flujo másico del efluente (kg/h)

$c_{p\text{efluente}}$ : calor específico (J/kg-K)

$T_e$ : temperatura de entrada en el proceso de enfriamiento (°C)

$T_s$ : temperatura de salida en el proceso de enfriamiento (°C)

Para el cálculo se reemplazan los valores de calor específico ( $c_p = 4\,186$  J/kg-K), la temperatura de salida del efluente ( $T_s = 40$  °C), la temperatura de entrada ( $T_e = 80$  °C), el flujo del efluente ( $F_{\text{efluente}} = 503,7$  kg/h) y se obtiene la Ecuación AIII.13

$$Q_p = 503,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4\,186 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (313 - 353)\text{K} \quad [\text{AIII.13}]$$

Determinación del calor ganado por el agua ( $Q_g$ ):

Para el enfriamiento se usa agua disponible en la cisterna de la industria de pinturas, el cálculo se realiza mediante la Ecuación AIII.14

$$Q_{\text{agua}} = Q_g = F_{\text{agua}} \times c_{p_{\text{agua}}} \times (T_{\text{sa}} - T_{\text{ea}}) \quad [\text{AIII.14}]$$

Donde:

$F_{\text{agua}}$ : flujo másico del agua (kg/h)

$c_{p_{\text{agua}}}$ : calor específico del agua (J/kg-K)

$T_{\text{ea}}$ : temperatura de entrada del agua (K)

$T_{\text{sa}}$ : temperatura de salida del agua (K)

Los valores a reemplazar fueron calor específico ( $c_p = 4\,186 \text{ J/kgK}$ ), temperatura de entrada del agua ( $T_{\text{ea}} = 14 \text{ }^\circ\text{C}$ ), temperatura de salida del agua ( $T_{\text{sa}} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$ ) y se obtiene la Ecuación AIII.15

$$Q_g = F_{\text{agua}} \times 4\,186 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (313 - 287) \quad [\text{AIII.15}]$$

Determinación del flujo de agua de enfriamiento:

Se igualan las Ecuaciones AIII.13. y AIII.15 y se calcula el  $F_{\text{agua}}$

$$-Q_p = Q_g$$

$$-503,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 4\,186 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (313 - 353)\text{K} = F_{\text{agua}} \times 4\,186 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}} \times (313 - 287)\text{K}$$

$$F_{\text{agua}} = 774,923 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se determinó que el flujo másico de agua de enfriamiento fue de 774,923 kg/h para que el efluente alcance una temperatura de 40 °C. El flujo de calor perdido por el efluente fue de 23 427,64 W.

#### **AIII.4 BALANCE DE ENERGÍA EN EL SISTEMA DE TUBERÍAS**

El balance de energía en el sistema de tuberías se realiza en función de la Ecuación de Bernoulli. El movimiento del efluente de un proceso a otro se lleva a cabo mediante una bomba que permite el aumento de energía mecánica, que utiliza dicho aumento para mantener el flujo.

Dentro de la clasificación del tipo de bombas, se estudia las de desplazamiento positivo. En este grupo se encontraron las bombas de diafragma, las cuales permiten manejar líquidos corrosivos o tóxicos y operan en cantidades pequeñas o moderadas (McCabe, 2007, p. 220).

Se consideró que el efluente es un líquido poco viscoso y se tomaron los valores de velocidades para la entrada y salida de la bomba (McCabe, 2007, p. 209).

En la Tabla AIII.1. se muestra el rango de velocidades para fluidos poco viscosos.

**Tabla AIII.1.** Rango de velocidades de succión y descarga

| <b>Fluido</b>        | <b>Entrada de la bomba (m/s)</b> | <b>Salida de la bomba (m/s)</b> |
|----------------------|----------------------------------|---------------------------------|
| Líquido poco viscoso | 0,3 - 0,9                        | 1,2 - 3                         |

(McCabe, 2007, p. 209)

A continuación se realiza el balance de energía para cada uno de los tramos de la planta diseñada.

#### **Tramo: tanque de almacenamiento TK11-01- intercambiador E-1101**

El cálculo de la Ecuación de Bernoulli, se realiza con la Ecuación AIII.16.

$$\frac{P_a}{\gamma} + \frac{v_a^2}{2g} + z_a + H_B = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} + z_b + h_f \quad [\text{AIII.16}]$$

Donde:

- $P_a$ : presión en el punto a ( $\text{N/m}^2$ )
- $P_b$ : presión en el punto b ( $\text{N/m}^2$ )
- $\gamma$ : peso específico ( $\text{kg/m}^2\text{s}^2$ )
- $g$ : gravedad ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
- $v_a$ : velocidad en el punto a ( $\text{m/s}$ )
- $v_b$ : velocidad en el punto b ( $\text{m/s}$ )
- $Z_a$ : altura en el punto a (m)
- $H_B$ : altura producida por la bomba (m)
- $Z_b$ : altura en el punto b (m)
- $h_f$ : pérdidas por fricción (m)

Determinación de la velocidad  $v_a$

$$v_a = \frac{Q}{A} \quad [\text{AIII.17}]$$

Donde:

- $v_a$ : velocidad en el punto a ( $\text{m/s}$ )
- $Q$ : caudal del efluente ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
- $A$ : área de la tubería ( $\text{m}^2$ )

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo: un diámetro nominal de tubería de  $\frac{1}{2}$  ", cedula 40 y un diámetro interno de tubería de 15,8 mm, valor que se reemplazó en la Ecuación AIII.17

$$v_a = \frac{0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}}}{\pi \times \left( \frac{15,8 \text{ mm}}{2} \times \frac{1\text{m}}{1\,000\text{mm}} \right)^2} = 0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determina que la  $v_a = 0,57 \text{ m/s}$ , cumple con el rango de velocidades de entrada para la bomba descrito en la Tabla AIII.1.

Determinación de las pérdidas por fricción  $h_f$ :

Las pérdidas por fricción a través de la tubería, se determina con la Ecuación AIII.18

$$h_f = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \quad \text{[AIII.18]}$$

Donde:

- L: longitud de la tubería (m)
- D: diámetro interno de la tubería (m)
- f: factor de fricción
- v: velocidad (m/s)
- $h_f$ : pérdidas por fricción en la tubería (m)

Determinación del factor de fricción

El factor de fricción (f) está en función de la rugosidad relativa y el número de Reynolds.

Determinación de la rugosidad relativa:

$$\varepsilon = \frac{K}{D} \quad \text{[AIII.19]}$$

Donde:



- K: rugosidad absoluta (m)  
 D: diámetro nominal (m)  
 $\varepsilon$ : rugosidad relativa

La rugosidad relativa depende de la selección del material por el que vaya a circular el fluido.

Determinación del número de Reynolds:

El número de Reynolds se calculó a partir de la Ecuación AIII.20.

$$Re = \frac{v \times \delta \times D}{\mu} \quad \text{[AIII.20]}$$

Donde:

- v: velocidad (m/s)  
 $\delta$ : densidad (kg/m<sup>3</sup>)  
 D: diámetro nominal (m)  
 $\mu$ : viscosidad (kg/m-s)

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes:

$v = 0,57 \text{ m/s}$ ,  $\delta = 1\,000 \text{ kg/m}^3$ ,  $D = 1/2''$  y  $\mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$

$$Re = \frac{0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1}{2} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 7\,240,85$$

El material de la tubería es acero inoxidable, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,002 \text{ mm}$  (Ocon y Tojo, 2015, p.17), se reemplazó en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,002 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{1}{2} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 1,57 \times 10^{-4}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, mostrado en el Anexo AIX, cuyo valor es de  $f = 0,032$ .

Determinación de las pérdidas por fricción

Se consideró una longitud de la tubería de 8 m y se calculan las pérdidas por la tubería. El valor de  $h_{fa}$  se calcula con la Ecuación AIII.18.

$$h_{fa} = 0,032 \times \frac{8 \text{ m}}{15,8 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,27 \text{ m}$$

Determinación de la velocidad  $v_b$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se consideró para este tramo: un diámetro nominal de tubería de 3/8 ", cedula 80 y un diámetro interno de tubería de 10,7 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.21

$$v_b = \frac{Q}{A} \quad \text{[AIII.21]}$$

Donde:

$v_b$ : velocidad en el punto b (m/s)

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

A: área de la tubería ( $\text{m}^2$ )

$$v_b = \frac{0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \times \left(\frac{10,7 \text{ mm}}{2} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right)^2} = 1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Determinación del número de Reynolds, a partir de la Ecuación AIII.20.

$$Re = \frac{1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 11\,814,02$$

El material de la tubería es de acero inoxidable, con un valor de rugosidad relativa  $K = 0,002 \text{ mm}$ , se reemplazó en la Ecuación AIII.19

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,002\text{mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 2,09 \times 10^{-4}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calculó el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, mostrado en el Anexo AIX, cuyo valor es de  $f = 0,03$ .

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m y se calculan las pérdidas por la tubería.

$$hf_b = 0,03 \times \frac{1,5 \text{ m}}{10,7\text{mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,33 \text{ m}$$

Determinación del número de accesorios a través del tramo TK-1101-E1101

En la Tabla AIII.2. se indican los valores del factor de pérdida por accesorio ( $k$ )

**Tabla AIII.2.** Valor de  $k$  para diferentes accesorios en una tubería

| Accesorios            | $k$  |
|-----------------------|------|
| válvula de globo      | 9,2  |
| válvula de compuerta  | 0,22 |
| "T" estándar          | 0,54 |
| entrada de la tubería | 0,5  |
| salida de la tubería  | 1    |
| codo estándar 90°     | 0,8  |
| codo estándar 45°     | 0,43 |

(Shames, 1995, p. 338)

Determinación de la altura de la bomba  $H_B$

Se considera un valor de  $z_b = 2$  m, se reemplazó los valores de  $v_a = 0,57$  m/s,  $v_b = 1,24$  m/s,  $h_{fa} = 0,27$  m,  $h_{fb} = 0,33$  m y el valor de las pérdidas por accesorios en la Ecuación AIII.16.

$$\begin{aligned}
 H_B &= 2\text{m} + 0,27\text{m} \\
 &+ \frac{\left(0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 4 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43) \\
 &+ 0,33\text{m} \\
 &+ \frac{\left(1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43) \\
 H_B &= 4,83 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Determinación de la presión de succión  $P_s$

$$P_s = H_{es} - H_{fs} \quad \text{[AIII.22]}$$

Donde:

$H_{es}$ : cabezal estático en la línea de succión (psi)

$H_{fs}$ : pérdida por fricción en la línea de succión (psi)

Determinación del cabezal estático en la línea de succión

$$H_{es} = \delta \times H \quad \text{[AIII.23]}$$

Donde:

$\delta$ : densidad del fluido ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$H$ : altura (m)

$$H_{es} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,43\text{-m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1\text{m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1\text{kg}} \times \frac{1\text{m}^3}{(39,36^3)\text{pulg}^3} = 3,45 \text{ psi}$$

$$H_{es} = 3,45 \text{ psi}$$

Determinación de la pérdida por fricción en la línea de succión

$$H_{fs} = h_{fa} + \frac{v_a^2}{2 \times g} \times k \quad [\text{AIII.24}]$$

Donde:

$h_{fa}$ : pérdidas por fricción en la tubería a (m)

$v_a$ : velocidad en el punto a (m/s)

$g$ : gravedad ( $\text{m/s}^2$ )

$k$ : factor de pérdida por accesorio

$$H_{fs} = 0,27 \text{ m} + \frac{\left(0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 4 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fs} = 0,67 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 0,67 \text{ m} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fs} = 0,95 \text{ psi}$$

Se reemplaza  $H_{es} = 3,45 \text{ psi}$  y  $H_{fs} = 0,95 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.22.

$$P_s = 3,45 \text{ psi} - 0,95 \text{ psi}$$

$$P_s = 2,50 \text{ psi}$$

Determinación de la presión de descarga

$$P_d = H_{sd} + H_{fd} \quad [\text{AIII.25}]$$

Donde:

$H_{sd}$ : cabezal estático en la línea de descarga (psi)

$H_{fd}$ : pérdida por fricción en la línea de descarga (psi)

Determinación del cabezal estático en la línea de descarga

$$H_{sd} = \delta \times H \quad [\text{AIII.26}]$$

Donde:

$\delta$ : densidad del fluido ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

H: altura (m)

$$H_{sd} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{sd} = 2,84 \text{ psi}$$

Determinación de pérdida por fricción en la línea de descarga

$$H_{fd} = h_{fb} + \frac{v_b^2}{2 \times g} \times k \quad [\text{AIII.27}]$$

Donde:

$h_{fb}$ : pérdidas por fricción en la tubería b (m)

$v_b$ : velocidad en el punto b (m/s)

g: gravedad ( $\text{m}/\text{s}^2$ )

k: factor de pérdida por accesorio

$$H_{fd} = 0,33 \text{ m} + \frac{\left(1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fd} = 2,16 \text{ m}$$

$$H_{fd} = 2,16 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ plg}^3}$$

$$H_{fd} = 3,07 \text{ psi}$$

Se reemplazó  $H_{sd} = 2,84 \text{ psi}$  y  $H_{fd} = 3,07 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.25.

$$P_d = 2,84 \text{ psi} + 3,07 \text{ psi}$$

$$P_d = 5,91 \text{ psi}$$

Determinación de la altura total dinámica

$$\text{TDH} = P_d - P_s \quad [\text{AIII.28}]$$

$$\text{TDH} = 5,91 \text{ psi} - 2,50 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 3,41 \text{ psi}$$

Determinación de la potencia de la bomba

$$P = Q \times \gamma \times H_B \quad [\text{AIII.29}]$$

Donde:

Q: caudal ( $\text{m}^3/\text{h}$ )

$\gamma$ : peso específico ( $\text{kgm}/\text{m}^3\text{s}^2$ )

$H_B$ : altura de la bomba (m)

P: potencia (W)

$$P = 0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,83 \text{ m} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 5,26 \text{ W}$$

Se considera una bomba de diafragma la cual permite manejar líquidos tóxicos o corrosivos, opera con cantidades pequeñas o moderadas. La eficiencia de estas bombas es de 40 % (McCabe, 2007, p. 221).

$$P = \frac{5,26 \text{ W}}{0,4} = 13,15 \text{ W}$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 15 % como se explica en los criterios de diseño.

$$P = 13,15 \text{ W} \times 1,15 = 15,12 \text{ W}$$

### **Tramo: intercambiador E-1101 - reactor R-1101**

El cálculo de la Ecuación de Bernoulli, se realiza con la Ecuación AIII.16.

$$\frac{P_a}{\gamma} + \frac{v_a^2}{2g} + z_a + H_B = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} + z_b + h_f$$

Donde:

- $P_a$ : presión en el punto a ( $\text{N/m}^2$ )
- $P_b$ : presión en el punto b ( $\text{N/m}^2$ )
- $\gamma$ : peso específico ( $\text{kg/m}^2\text{s}^2$ )
- $g$ : gravedad ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
- $v_a$ : velocidad en el punto a ( $\text{m/s}$ )
- $v_b$ : velocidad en el punto b ( $\text{m/s}$ )
- $Z_a$ : altura en el punto a (m)
- $H_B$ : altura producida por la bomba (m)
- $Z_b$ : altura en el punto b (m)
- $h_f$ : pérdidas por fricción (m)

Determinación de la velocidad  $v_a$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p. 889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de  $\frac{1}{2}$  ", cédula 40 y un diámetro interno de tubería de 15,8 mm, valor que se reemplazó en la Ecuación AIII.17.



$$v_a = \frac{0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}}}{\pi \times \left( \frac{15,8\text{mm}}{2} \times \frac{1\text{m}}{1\,000\text{mm}} \right)^2} = 0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determina que la  $v_a = 0,57 \text{ m/s}$ , cumple con el rango de velocidades de entrada para la bomba descrito en la Tabla AIII.1.

Determinación de la rugosidad relativa:

El material de la tubería es de acero inoxidable, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,002 \text{ mm}$  (Ocon y Tojo, 2015, p.17), se reemplazó en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,002\text{mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000\text{mm}}}{\frac{1}{2}\text{pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36\text{pulg}}} = 1,57 \times 10^{-4}$$

Determinación del número de Reynolds:

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes:  
 $v = 0,57 \text{ m/s}$ ,  $\delta = 1\,000 \text{ kg/m}^3$ ,  $D = 1/2''$  y  $\mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$

$$\text{Re} = \frac{0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1}{2}\text{pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36\text{pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 7\,240,85$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calculó el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,032$ .

Determinación de las pérdidas por fricción

Se considera una longitud de la tubería de  $1,5 \text{ m}$  y se calculan las perdidas por la tubería. El valor de  $h_{fa}$  se determinó a partir de la Ecuación AIII.18.

$$h_{fa} = 0,032 \times \frac{1,5 \text{ m}}{15,8 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,05 \text{ m}$$

Determinación de la velocidad  $v_b$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p. 889), se considera para este tramo: un diámetro nominal de tubería de 3/8", cedula 80 y un diámetro interno de tubería de 10,7 mm, valor que se reemplazó en la Ecuación AIII.16.

$$v_b = \frac{0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \times \left(\frac{10,7 \text{ mm}}{2} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right)^2} = 1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determinó que la  $v_b = 1,24 \text{ m/s}$  cumple con el rango de velocidades de salida de la bomba descrito en la Tabla AIII.1.

Determinación de la rugosidad relativa

El material de la tubería es de acero inoxidable, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,002 \text{ mm}$  (Ocon y Tojo, 2015, p.17), se reemplazó en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,002 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{\frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 2,09 \times 10^{-4}$$

Determinación del número de Reynolds:

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes:  $v = 1,2 \text{ m/s}$ ,  $\delta = 1000 \text{ kg/m}^3$ ,  $D = 3/8 \text{ ''}$  y  $\mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$ .

$$Re = \frac{1,24 \frac{m}{s} \times 1000 \frac{kg}{m^3} \times \frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1m}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{kg}{m-s}} = 11\,814,02$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,028$

Determinación de las pérdidas por fricción

El valor de  $h_{fb}$  se determina a partir de la Ecuación AIII.18. Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m y se calcula las perdidas por la tubería.

$$h_{fb} = 0,028 \times \frac{1,5m}{10,7mm \times \frac{1m}{1000mm}} \times \frac{\left(1,24 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times \left(9,8 \frac{m}{s^2}\right)} = 0,31 \text{ m}$$

Determinación de la altura de la bomba:

Se considera un valor de  $z_b = 2 \text{ m}$ , se reemplazan los valores de  $v_a = 0,57 \text{ m/s}$ ,  $v_b = 1,24 \text{ m/s}$ ,  $h_{fa} = 0,05 \text{ m}$ ,  $h_{fb} = 0,31 \text{ m}$  y los valores de  $k$  de las pérdidas por accesorios determinadas en la Tabla AIII.2 en la Ecuación AIII.16.

$$H_B = 2 \text{ m} + 0,05 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(0,57 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$+ 0,31 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,24 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_B = 4,57 \text{ m}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de succión

Se calcula a partir de la Ecuación AIII.23.

$$H_{es} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2\text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1\text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ m}^3}{(39,36^3)\text{ pulg}^3} = 2,84 \text{ psi}$$

$$H_{es} = 2,84 \text{ psi}$$

Determinación de la pérdida por fricción en la línea de succión

Se calcula a partir de la Ecuación AIII.24.

$$H_{fs} = 0,05 \text{ m} + \frac{\left(0,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fs} = 0,43 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 0,43 \text{ m} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1\text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ m}^3}{(39,36^3)\text{ pulg}^3}$$

$$H_{fs} = 0,61 \text{ psi}$$

Se reemplaza  $H_{es} = 2,84 \text{ psi}$  y  $H_{fs} = 0,61 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.22.

$$P_s = 2,84 \text{ psi} - 0,61 \text{ psi}$$

$$P_s = 2,23 \text{ psi}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de descarga, con la Ecuación AIII.26

$$H_{sd} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2\text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1\text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ m}^3}{(39,36^3)\text{ pulg}^3}$$

$$H_{sd} = 2,84 \text{ psi}$$

Determinación de pérdida por fricción en la línea de descarga, con la Ecuación AIII.27

$$H_{fd} = 0,31 \text{ m} + \frac{\left(1,24 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fd} = 2,14 \text{ m}$$

$$H_{fd} = 2,14 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fd} = 3,04 \text{ psi}$$

Se reemplaza  $H_{sd} = 2,84 \text{ psi}$  y  $H_{fd} = 3,04 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.25.

$$P_d = 2,84 \text{ psi} + 3,04 \text{ psi}$$

$$P_d = 5,88 \text{ psi}$$

Determinación de la altura total dinámica, a partir de la Ecuación AIII.28

$$\text{TDH} = 5,88 \text{ psi} - 2,23 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 3,65 \text{ psi}$$

Determinación de la potencia de la bomba

Se calcula con la Ecuación AIII.29.

$$P = 0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,57 \text{ m} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 4,98 \text{ W}$$

Se considera una bomba de diafragma con una eficiencia de 40 %.

$$P = \frac{4,98 \text{ W}}{0,4} = 12,45 \text{ W}$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 15 % como se explicó en los criterios de diseño.

$$P = 12,45 \text{ W} \times 1,15 = 14,32 \text{ W}$$

**Tramo: tanque de mezclado TK-1102- reactor R-1101**

El cálculo de la Ecuación de Bernoulli, se realizó con la Ecuación AIII.16.

$$\frac{P_a}{\gamma} + \frac{v_a^2}{2g} + z_a + H_B = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} + z_b + h_f$$

Donde:

- $P_a$ : presión en el punto a ( $N/m^2$ )  
 $P_b$ : presión en el punto b ( $N/m^2$ )  
 $\gamma$ : peso específico ( $kg/m^2 \cdot s^2$ )  
 $g$ : gravedad ( $m^2/s$ )  
 $v_a$ : velocidad en el punto a ( $m/s$ )  
 $v_b$ : velocidad en el punto b ( $m/s$ )  
 $Z_a$ : altura en el punto a (m)  
 $H_B$ : altura producida por la bomba (m)  
 $Z_b$ : altura en el punto b (m)  
 $h_f$ : pérdidas por fricción (m)

Determinación de la velocidad  $v_a$ :

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p. 889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 1/4", cedula 10 y un diámetro interno de tubería de 10,41 mm, valor que se reemplazó en la Ecuación AIII.17.

$$v_a = \frac{0,0947 \frac{m^3}{h} \times \frac{1h}{3600s}}{\pi \times \left( \frac{10,41mm}{2} \times \frac{1m}{1000mm} \right)^2} = 0,31 \frac{m}{s}$$

Se determina que la  $v_a = 0,31$  m/s, cumple con el rango de velocidades de entrada para la bomba descrito en la Tabla AIII.1.

Determinación del número de Reynolds:

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes:

$$v = 0,31 \text{ m/s}, \quad \delta = 1000 \text{ kg/m}^3, \quad D = 1/4" \text{ y } \mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$$

$$\text{Re} = \frac{0,31 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1}{4} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 1\,969,00$$

El número de Re fue menor a 2 100 es decir está en régimen laminar, su valor se determina a partir de la Ecuación AIII.30.

$$f = \frac{64}{\text{Re}} \quad [\text{AIII.30}]$$

$$f = \frac{64}{1\,969} = 0,033$$

El valor de  $h_f$  se determina a partir de la Ecuación AIII.18.

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m y se calculan las perdidas por la tubería.

$$h_{fa} = 0,033 \times \frac{1,5 \text{ m}}{10,41 \text{ mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,31 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,023 \text{ m}$$

Determinación de la velocidad  $v_b$ :

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de ¼", cedula 80 y un diámetro interno de tubería de 5 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.16.

$$v_b = \frac{0,0947 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}}}{\pi \times \left(\frac{5 \text{ mm}}{2} \times \frac{1\text{m}}{1\,000\text{mm}}\right)^2} = 1,34 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Determinación del número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{1,34 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1}{4} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 8\,511,18$$

El material de la tubería es de acero inoxidable, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,002 \text{ mm}$  (Ocon y Tojo, 2015, p.17), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,002 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{1}{4} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 3,15 \times 10^{-4}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,034$

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m, debido al espacio físico en la industria de pinturas y se calculan las pérdidas por la tubería.

$$hf_b = 0,034 \times \frac{1,5 \text{ m}}{5 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,34 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,934 \text{ m}$$

Determinación de la altura de la bomba:

Se considera un valor de  $z_b = 2 \text{ m}$ , se reemplazan los valores de  $v_a = 0,31 \text{ m/s}$ ,  $v_b = 1,34 \text{ m/s}$ ,  $h_{fa} = 0,023 \text{ m}$ ,  $h_{fb} = 0,934 \text{ m}$  y los valores de  $k$  de las pérdidas por accesorios determinadas en la Tabla AIII.2. en la Ecuación AIII.16.

$$H_B = 2 \text{ m} + 0,023 \text{ m} + \frac{\left(0,31 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,5 + 9,2 + 0,22 + 0,54 + 0,8 + 0,43) + 0,934 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,34 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1 + 9,2 + 0,22 + 0,54 + 0,8 + 0,43)$$

$$H_B = 4,13 \text{ m}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.23:



$$H_{es} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,62 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3} = 0,88 \text{ psi}$$

$$H_{es} = 0,88 \text{ psi}$$

Determinación de la pérdida por fricción en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.24:

$$H_{fs} = 0,023 \text{ m} + \frac{\left(0,31 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (0,5 + 9,2 + 0,22 + 0,54 + 0,8 + 0,43)$$

$$H_{fs} = 0,08 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 0,08 \text{ m} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fs} = 0,11 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{es}=0,88 \text{ psi}$  y  $H_{fs}=0,11 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.22.

$$P_s = 0,88 \text{ psi} - 0,11 \text{ psi}$$

$$P_s = 0,77 \text{ psi}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.26

$$H_{sd} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,01 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{sd} = 2,85 \text{ psi}$$

Determinación de pérdida por fricción en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.27:

$$H_{fd} = 0,934 \text{ m} + \frac{\left(1,34 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 + 9,2 + 0,22 + 0,54 + 0,8 + 0,43)$$

$$H_{fd} = 2,05 \text{ m}$$

$$H_{fd} = 2,05\text{-m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1\text{m}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1\text{kg}} \times \frac{1\text{m}^3}{(39,36^3)\text{pulg}^3}$$

$$H_{fd} = 2,91 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{sd}=2,85 \text{ psi}$  y  $H_{fd}=2,91 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.25.

$$P_d = 2,85 \text{ psi} + 2,91 \text{ psi}$$

$$P_d = 5,76 \text{ psi}$$

Determinación de la altura total dinámica, a partir de la Ecuación AIII.28

$$\text{TDH} = 5,76 \text{ psi} - 0,77 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 4,99 \text{ psi}$$

Determinación de la potencia de la bomba, se calcula a partir de la Ecuación AIII.29

$$P = 0,0947 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,13 \text{ m} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}} = 1,06 \text{ W}$$

Se consideró una bomba de diafragma la cual permite manejar líquidos tóxicos o corrosivos, operan en cantidades pequeñas o moderadas. La eficiencia de estas bombas fue de 40% para el caso de una bomba pequeña.

$$P = \frac{1,06 \text{ W}}{0,4} = 2,65 \text{ W}$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 15% como se explicó en los criterios de diseño.

$$P = 2,65 \text{ W} \times 1,15 = 3,05 \text{ W}$$

### **Tramo: reactor R-1101- tanque de acondicionamiento enchaquetado TK-1103**

El cálculo de la Ecuación de Bernoulli, se determina a partir de la Ecuación AIII.16.

$$\frac{P_a}{\gamma} + \frac{v_a^2}{2g} + z_a + H_B = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} + z_b + h_f$$

Donde:

- $P_a$ : presión en el punto a ( $N/m^2$ )
- $P_b$ : presión en el punto b ( $N/m^2$ )
- $\gamma$ : peso específico ( $kg/m^2 \cdot s^2$ )
- $g$ : gravedad ( $m^2/s$ )
- $v_a$ : velocidad en el punto a (m/s)
- $v_b$ : velocidad en el punto b (m/s)
- $Z_a$ : altura en el punto a (m)
- $H_B$ : altura producida por la bomba (m)
- $Z_b$ : altura en el punto b (m)
- $h_f$ : pérdidas por fricción (m)

Determinación de la velocidad  $v_a$ :

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 3/4 ", cédula 40 y un diámetro interno de tubería de 20,93 mm, valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.17

$$v_a = \frac{0,503 \frac{m^3}{h} \times \frac{1h}{3600s}}{\pi \times \left( \frac{20,93 \text{ mm}}{2} \times \frac{1m}{1000mm} \right)^2} = 0,41 \frac{m}{s}$$

Se determina que la  $v_a = 0,41$  m/s, cumple con el rango de velocidades de entrada para la bomba descrito en la Tabla AIII.1.

Determinación del número de Reynolds:

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes:

$$v = 0,41 \text{ m/s}, \quad \delta = 1000 \text{ kg/m}^3, \quad D=3/4" \text{ y } \mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$$

$$Re = \frac{0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{3}{4} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 7\,812,50$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015\text{mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{3}{4} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 7,87 \times 10^{-5}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,034$ .

El valor de  $h_f$  se determina a partir de la Ecuación AIII.18

Se considera una longitud de la tubería de 3 m y se calculan las perdidas por la tubería.

$$h_{fa} = 0,034 \times \frac{3\text{m}}{20,93 \text{ mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,042 \text{ m}$$

Determinación de la velocidad  $v_b$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 3/8", cédula 80 y un diámetro interno de tubería de 10,7 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.16.

$$v_b = \frac{0,503 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}}}{\pi \times \left(\frac{10,7 \text{ mm}}{2} \times \frac{1\text{m}}{1\,000\text{mm}}\right)^2} = 1,55 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Determinación del número de Reynolds:

$$Re = \frac{1,55 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 14\,767,53$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,007 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 0,0007$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor fue  $f=0,028$

Se considera una longitud de la tubería de 3 m, debido al espacio físico en la industria de pinturas y se calcula las pérdidas por la tubería b.

$$hf_b = 0,028 \times \frac{3 \text{ m}}{10,7 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,55 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,96 \text{ m}$$

Determinación de la altura de la bomba:

Se considera un valor de  $z_b = 2 \text{ m}$ , se reemplazan los valores de  $v_a = 0,41 \text{ m/s}$ ,  $v_b = 1,55 \text{ m/s}$ ,  $h_{fa} = 0,042 \text{ m}$ ,  $h_{fb} = 0,96 \text{ m}$  y los valores de  $k$  de las pérdidas por accesorios determinadas en la Tabla AIII.2 en la Ecuación AIII.16.

$$H_B = 2 \text{ m} + 0,042 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 4 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$+ 0,96 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,55 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_B = 6,07 \text{ m}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.23

$$H_{es} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3} = 2,84 \text{ psi}$$

$$H_{es} = 2,84 \text{ psi}$$

Determinación de la pérdida por fricción en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.24

$$H_{fs} = 0,042 + \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 4 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fs} = 0,25 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 0,25 \text{ m} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fs} = 0,36 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{es} = 2,84 \text{ psi}$  y  $H_{fs} = 0,36 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.22.

$$P_s = 2,84 \text{ psi} - 0,36 \text{ psi}$$

$$P_s = 2,48 \text{ psi}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.26

$$H_{sd} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \times 1,5 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{sd} = 2,13 \text{ psi}$$

Determinación de pérdida por fricción en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.27

$$H_{fd} = 0,96 \text{ m} + \frac{\left(1,55 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fd} = 3,83 \text{ m}$$

$$H_{fd} = 3,83 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fd} = 5,44 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{sd} = 2,13 \text{ psi}$  y  $H_{fd} = 5,44 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.25.

$$P_d = 2,13 \text{ psi} + 5,44 \text{ psi}$$

$$P_d = 7,57 \text{ psi}$$

Determinación de la altura total dinámica, a partir de la Ecuación AIII.28

$$\text{TDH} = 7,57 \text{ psi} - 2,48 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 5,09 \text{ psi}$$

Determinación de la potencia de la bomba, se calcula a partir de la Ecuación AIII.29

$$P = 0,503 \frac{\text{m}^2}{\text{h}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 6,07 \text{ m} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} = 8,31 \text{ W}$$

Se considera una bomba de diafragma con una eficiencia de 40%.

$$P = \frac{8,31 \text{ W}}{0,4} = 20,76 \text{ W}$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 15% como se explicó en los criterios de diseño.

$$P = 20,76 \text{ W} \times 1,15 = 23,87 \text{ W}$$

**Tramo: Tanque de acondicionamiento enchaquetado TK-1103 – Intercambiador E-1102**

El cálculo de la Ecuación de Bernoulli, se realiza con la Ecuación AIII.16

$$\frac{P_a}{\gamma} + \frac{v_a^2}{2g} + z_a + H_B = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} + z_b + h_f$$

Donde:

- $P_a$ : presión en el punto a ( $\text{N/m}^2$ )
- $P_b$ : presión en el punto b ( $\text{N/m}^2$ )
- $\gamma$ : peso específico ( $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}^2$ )
- $g$ : gravedad ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
- $v_a$ : velocidad en el punto a ( $\text{m/s}$ )
- $v_b$ : velocidad en el punto b ( $\text{m/s}$ )
- $Z_a$ : altura en el punto a (m)
- $H_B$ : altura producida por la bomba (m)
- $Z_b$ : altura en el punto b (m)
- $h_f$ : pérdidas por fricción (m)

Determinación de la velocidad  $v_a$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo: un diámetro nominal de tubería de 3/4 ", cedula 40 y un diámetro interno de tubería de 20,93 mm, valore que se reemplaza en la Ecuación AIII.17



$$v_a = \frac{0,504 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}}}{\pi \times \left( \frac{20,93 \text{ mm}}{2} \times \frac{1\text{m}}{1\,000\text{mm}} \right)^2} = 0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determinó que la  $v_a = 0,41 \text{ m/s}$ , cumple con el rango de velocidades de entrada para la bomba descrito en la Tabla AIII.1

Determinación del número de Reynolds:

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes:

$v = 0,41 \text{ m/s}$ ,  $\delta = 1\,000 \text{ kg/m}^3$ ,  $D = 3/4''$  y  $\mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$

$$\text{Re} = \frac{0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{3}{4} \text{ plg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ plg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 7\,812,5$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015\text{mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{3}{4} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 7,87 \times 10^{-5}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,034$ .

El valor de  $h_f$  se determina a partir de la Ecuación AIII.18.

Se considera una longitud de la tubería de  $1,5 \text{ m}$  y se calculan las pérdidas por la tubería.

$$h_{fa} = 0,034 \times \frac{1,5 \text{ m}}{20,93 \text{ mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,021\text{m}$$

Determinación de la velocidad  $v_b$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 3/8", cedula 80 y un diámetro interno de tubería de 10,7 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.16.

$$v_b = \frac{0,504 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}}}{\pi \times \left( \frac{10,7 \text{ mm}}{2} \times \frac{1\text{m}}{1\,000\text{mm}} \right)^2} = 1,56 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Determinación del número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{1,56 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 14\,862,81$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 1,57 \times 10^{-4}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,028$

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m, debido al espacio físico en la industria de pinturas y se calcula las perdidas por la tubería.

$$hf_b = 0,028 \times \frac{1,5 \text{ m}}{10,7 \text{ mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left( 1,56 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times \left( 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)} = 0,49 \text{ m}$$

Determinación de la altura de la bomba

Se considera un valor de  $z_b = 2$  m, se reemplazó los valores de  $v_a = 0,41$  m/s,  $v_b = 1,56$  m/s,  $h_{fa} = 0,021$  m,  $h_{fb} = 0,49$  m y el valor de las pérdidas por accesorios en la Ecuación AIII.16.

$$H_B = 2\text{m} + 0,021\text{m} + \frac{\left(0,41\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,5 + 9,2 + 0,22 + 0,54 + 0,8 + 0,43) + 0,49\text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,56\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1 + 9,2 + 0,22 + 0,54 + 0,8 + 0,43)$$

$$H_B = 4,12\text{ m}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.23

$$H_{es} = 1\ 000\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,5\text{ m} \times \frac{39,36\text{ pulg}}{1\text{ m}} \times \frac{2,2\text{ lb}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ m}^3}{(39,36^3)\text{ pulg}^3} = 2,13\text{ psi}$$

$$H_{es} = 2,13\text{ psi}$$

Determinación de la pérdida por fricción en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.24

$$H_{fs} = 0,021\text{ m} + \frac{\left(0,41\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8\frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (0,5 + 9,2 + 0,22 + 0,54 + 0,8 + 0,43)$$

$$H_{fs} = 0,12\text{ m}$$

$$H_{fs} = 0,12\text{ m} \times 1\ 000\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{39,36\text{ pulg}}{1\text{ m}} \times \frac{2,2\text{ lb}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ m}^3}{(39,36^3)\text{ pulg}^3}$$

$$H_{fs} = 0,17\text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{es} = 2,13$  psi y  $H_{fs} = 0,17$  psi en la Ecuación AIII.22.

$$P_s = 2,13\text{ psi} - 0,17\text{ psi}$$

$$P_s = 1,96\text{ psi}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.26

$$H_{sd} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2\text{ m} \times \frac{39,36\text{ pulg}}{1\text{ m}} \times \frac{2,2\text{ lb}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ m}^3}{(39,36^3)\text{ pulg}^3}$$

$$H_{sd} = 2,84\text{ psi}$$

Determinación de pérdida por fricción en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.27

$$H_{fd} = 0,49\text{ m} + \frac{\left(1,56 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 + 9,2 + 0,22 + 0,54 + 0,8 + 0,43)$$

$$H_{fd} = 2,0\text{ m}$$

$$H_{fd} = 2,0\text{ m} \times \frac{39,36\text{ pulg}}{1\text{ m}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2\text{ lb}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ m}^3}{(39,36^3)\text{ pulg}^3}$$

$$H_{fd} = 2,84\text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{sd} = 2,84\text{ psi}$  y  $H_{fd} = 2,84\text{ psi}$  en la Ecuación AIII.25.

$$P_d = 2,84\text{ psi} + 2,84\text{ psi}$$

$$P_d = 5,68\text{ psi}$$

Determinación de la altura total dinámica, a partir de la Ecuación AIII.28:

$$\text{TDH} = 5,68\text{ psi} - 1,96\text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 3,72\text{ psi}$$

Determinación de la potencia de la bomba, se calcula a partir de la Ecuación AIII.29

$$P = 0,504 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,12 \text{ m} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}} = 5,65 \text{ W}$$

Se considera una bomba de diafragma con una eficiencia de 40%

$$P = \frac{5,65 \text{ W}}{0,4} = 14,13 \text{ W}$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 15% como se explicó en los criterios de diseño.

$$P = 14,13 \text{ W} \times 1,15 = 16,25 \text{ W}$$

#### **Tramo: Intercambiador E-1102 – Tanque de floculación TK-1104**

El cálculo de la Ecuación de Bernoulli, se realiza a partir de la Ecuación AIII.16

$$\frac{P_a}{\gamma} + \frac{v_a^2}{2g} + z_a + H_B = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} + z_b + h_f$$

Donde:

- $P_a$ : presión en el punto a ( $\text{N/m}^2$ )
- $P_b$ : presión en el punto b ( $\text{N/m}^2$ )
- $\gamma$ : peso específico ( $\text{kg/m}^2\cdot\text{s}^2$ )
- $g$ : gravedad ( $\text{m}^2/\text{s}$ )
- $v_a$ : velocidad en el punto a ( $\text{m/s}$ )
- $v_b$ : velocidad en el punto b ( $\text{m/s}$ )
- $Z_a$ : altura en el punto a (m)
- $H_B$ : altura producida por la bomba (m)
- $Z_b$ : altura en el punto b (m)
- $h_f$ : pérdidas por fricción (m)

Determinación de la velocidad  $v_a$ :

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 3/4", cédula 40 y un diámetro interno de tubería de 20,93 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.17.

$$v_a = \frac{0,504 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}}}{\pi \times \left( \frac{20,93 \text{ mm}}{2} \times \frac{1\text{m}}{1\,000\text{mm}} \right)^2} = 0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determina que la  $v_a = 0,41 \text{ m/s}$ , cumple con el rango de velocidades de entrada para la bomba descrito en la Tabla AIII.1.

Determinación del número de Reynolds:

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes:  $v = 0,41 \text{ m/s}$ ,  $\delta = 1\,000 \text{ kg/m}^3$ ,  $D = 3/4"$  y  $\mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$

$$\text{Re} = \frac{0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{3}{4} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 7\,812,5$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015\text{mm} \times \frac{1\text{m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{3}{4} \text{ pulg} \times \frac{1\text{m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 7,87 \times 10^{-5}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,033$ .

El valor de  $h_f$  se determina a partir de la Ecuación AIII.18:

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m y se calcula las pérdidas por la tubería.

$$h_{fa} = 0,033 \times \frac{1,5 \text{ m}}{20,93 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,021 \text{ m}$$

Determinación de la velocidad  $v_b$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 1/4", cedula 40 y un diámetro interno de tubería de 9,25 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.16.

$$v_b = \frac{0,504 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{\pi \times \left(\frac{9,25 \text{ mm}}{2} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}\right)^2} = 2,08 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Determinación del número de Reynolds

$$\text{Re} = \frac{2,08 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1}{4} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 13\,211,38$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{\frac{1}{4} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 2,36 \times 10^{-4}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,031$ .

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m, debido al espacio físico en la industria de pinturas y se calcula las pérdidas por la tubería.

$$h_{fb} = 0,031 \times \frac{1,5 \text{ m}}{9,25 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(2,08 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 1,11 \text{ m}$$

Determinación de la altura de la bomba:

Se considera un valor de  $z_b = 2 \text{ m}$ , se reemplazó los valores de  $v_a = 0,41 \text{ m/s}$ ,  $v_b = 2,08 \text{ m/s}$ ,  $h_{fa} = 0,021 \text{ m}$ ,  $h_{fb} = 1,11 \text{ m}$  y los valores de  $k$  de las pérdidas por accesorios determinadas en la Tabla AIII.2 en la Ecuación AIII.16.

$$H_B = 2\text{m} + 0,021\text{m}$$

$$+ \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$+ 1,11 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(2,08 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_B = 8,49 \text{ m}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.23.

$$H_{es} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,5 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3} = 2,13 \text{ psi}$$

$$H_{es} = 2,13 \text{ psi}$$

Determinación de la pérdida por fricción en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.24.

$$H_{fs} = 0,021 \text{ m} + \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2$$

$$\times 0,43)$$

$$H_{fs} = 0,22 \text{ m}$$



$$H_{fs} = 0,22 \text{ m} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fs} = 0,31 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{es} = 2,13 \text{ psi}$  y  $H_{fs} = 0,31 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.22.

$$P_s = 2,13 \text{ psi} - 0,31 \text{ psi}$$

$$P_s = 1,82 \text{ psi}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.26.

$$H_{sd} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,6 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{sd} = 2,27 \text{ psi}$$

Determinación de pérdida por fricción en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.27.

$$H_{fd} = 1,11 \text{ m} + \frac{\left(2,08 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fd} = 6,27 \text{ m}$$

$$H_{fd} = 6,27 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fd} = 8,90 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{sd} = 2,27 \text{ psi}$  y  $H_{fd} = 8,9 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.25.

$$P_d = 2,27 \text{ psi} + 8,90 \text{ psi}$$

$$P_d = 11,17 \text{ psi}$$

Determinación de la altura total dinámica, a partir de la Ecuación AIII.28

$$\text{TDH} = 11,17 \text{ psi} - 1,82 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 9,35 \text{ psi}$$

Determinación de la potencia de la bomba, se calcula a partir de la Ecuación AIII.29

$$P = 0,504 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 8,49 \text{ m} \times \frac{1\text{h}}{3\,600\text{s}} = 11,65 \text{ W}$$

Se considera una bomba de diafragma con una eficiencia de 40%

$$P = \frac{11,65 \text{ W}}{0,4} = 29,13 \text{ W}$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 15% como se explicó en los criterios de diseño.

$$P = 29,13 \text{ W} \times 1,15 = 33,5 \text{ W}$$

### **Tramo: Tanque de floculación TK-1104 – Sedimentador S-1101**

El cálculo de la Ecuación de Bernoulli, se realiza a partir de la Ecuación AIII.16:

$$\frac{P_a}{\gamma} + \frac{v_a^2}{2g} + z_a + H_B = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} + z_b + h_f$$

Donde:

$P_a$ : presión en el punto a ( $\text{N/m}^2$ )

$P_b$ : presión en el punto b ( $\text{N/m}^2$ )

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

$g$ : gravedad ( $\text{m}^2/\text{s}$ )

$v_a$ : velocidad en el punto a ( $\text{m/s}$ )

$v_b$ : velocidad en el punto b ( $\text{m/s}$ )

$Z_a$ : altura en el punto a (m)

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

$Z_b$ : altura en el punto b (m)

$h_f$ : pérdidas por fricción (m)

Determinación de la velocidad  $v_a$ :

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 3/4", cedula 40 y un diámetro interno de tubería de 20,93 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.17.

$$v_a = \frac{0,509 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{h}}{3600 \text{s}}}{\pi \times \left( \frac{20,93 \text{ mm}}{2} \times \frac{1 \text{m}}{1000 \text{mm}} \right)^2} = 0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determina que la  $v_a = 0,41 \text{ m/s}$ , cumple con el rango de velocidades de entrada para la bomba descrito en la Tabla AIII.1.

Determinación del número de Reynolds:

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes:  $v = 0,41 \text{ m/s}$ ,  $\delta = 1000 \text{ kg/m}^3$ ,  $D = 3/4"$  y  $\mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$

$$\text{Re} = \frac{0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{3}{4} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 7812,50$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm} \times \frac{1 \text{m}}{1000 \text{ mm}}}{\frac{3}{4} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 7,87 \times 10^{-5}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,033$ .

El valor de  $h_f$  se determina a partir de la Ecuación AIII.18.

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m y se calculan las pérdidas por la tubería.

$$h_{fa} = 0,033 \times \frac{1,5 \text{ m}}{20,93 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,02 \text{ m}$$

Determinación de la velocidad  $v_b$ :

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 3/8", cedula 80 y un diámetro interno de tubería de 10,7 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.16

$$v_b = \frac{0,509 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \times \left(\frac{10,7 \text{ mm}}{2} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right)^2} = 1,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Determinación del número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{1,57 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m-s}}} = 14\,958,08$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{\frac{3}{8} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 1,57 \times 10^{-4}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,028$ .

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m, debido al espacio físico en la industria de pinturas y se calcula las pérdidas por la tubería.

$$hf_b = 0,028 \times \frac{1,5 \text{ m}}{10,7 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,49 \text{ m}$$

Determinación de la altura de la bomba:

Se considera un valor de  $z_b = 1 \text{ m}$ , se reemplazan los valores de  $v_a = 0,41 \text{ m/s}$ ,  $v_b = 1,57 \text{ m/s}$ ,  $h_{fa} = 0,020 \text{ m}$ ,  $h_{fb} = 0,49 \text{ m}$  y los valores de  $k$  de las pérdidas por accesorios determinadas en la Tabla AIII.2 en la Ecuación AIII.16.

$$H_B = 1 \text{ m} + 0,020 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$+ 0,49 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_B = 4,65 \text{ m}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.23

$$H_{es} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3} = 2,84 \text{ psi}$$

$$H_{es} = 2,84 \text{ psi}$$

Determinación de la pérdida por fricción en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.24

$$H_{fs} = 0,020 \text{ m} + \frac{\left(0,41 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fs} = 0,22 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 0,22 \text{ m} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fs} = 0,31 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{es} = 2,84 \text{ psi}$  y  $H_{fs} = 0,31 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.22

$$P_s = 2,84 \text{ psi} - 0,31 \text{ psi}$$

$$P_s = 2,53 \text{ psi}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.26

$$H_{sd} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{sd} = 2,84 \text{ psi}$$

Determinación de pérdida por fricción en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.27

$$H_{fd} = 0,49 \text{ m} + \frac{\left(1,57 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fd} = 3,43 \text{ m}$$

$$H_{fd} = 3,43 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fd} = 4,87 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{sd} = 2,84 \text{ psi}$  y  $H_{fd} = 4,87 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.25.

$$P_d = 2,84 \text{ psi} + 4,87 \text{ psi}$$

$$P_d = 7,71 \text{ psi}$$

Determinación de la altura total dinámica, a partir de la Ecuación AIII.28:

$$\text{TDH} = 7,71 \text{ psi} - 2,53 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 5,18 \text{ psi}$$

Determinación de la potencia de la bomba, se calcula a partir de la Ecuación AIII.29:

$$P = 0,509 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,65 \text{ m} \times \frac{1\text{h}}{3600\text{s}} = 6,44 \text{ W}$$

Se considera una bomba de diafragma con una eficiencia de 40%

$$P = \frac{6,44 \text{ W}}{0,4} = 16,1 \text{ W}$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 15% como se explicó en los criterios de diseño.

$$P = 16,1 \text{ W} \times 1,15 = 18,52 \text{ W}$$

### **Tramo: Sedimentador S-1101 – Filtro FIL-1101**

El cálculo de la Ecuación de Bernoulli, se realiza partir de la Ecuación AIII.16.

$$\frac{P_a}{\gamma} + \frac{v_a^2}{2g} + z_a + H_B = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{v_b^2}{2g} + z_b + h_f$$

Donde:

$P_a$ : presión en el punto a ( $\text{N/m}^2$ )

$P_b$ : presión en el punto b ( $\text{N/m}^2$ )

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

- g: gravedad ( $m^2/s$ )  
 $v_a$ : velocidad en el punto a (m/s)  
 $v_b$ : velocidad en el punto b (m/s)  
 $Z_a$ : altura en el punto a (m)  
 $H_B$ : altura producida por la bomba (m)  
 $Z_b$ : altura en el punto b (m)  
 $h_f$ : pérdidas por fricción (m)

Determinación de la velocidad  $v_a$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 1/2", cedula 40 y un diámetro interno de tubería de 15,8 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.17.

$$v_a = \frac{0,306 \frac{m^3}{h} \times \frac{1h}{3\,600s}}{\pi \times \left( \frac{15,8 \text{ mm}}{2} \times \frac{1m}{1\,000mm} \right)^2} = 0,43 \frac{m}{s}$$

Se determina que la  $v_a = 0,43 \text{ m/s}$ , cumple con el rango de velocidades de entrada para la bomba descrito en la Tabla AIII.1.

Determinación del número de Reynolds:

Los valores que se reemplazan en la Ecuación AIII.20 son los siguientes  $v = 0,43 \text{ m/s}$ ,  $\delta = 1\,000 \text{ kg/m}^3$ ,  $D = 1/2"$  y  $\mu = 0,001 \text{ kg/m-s}$

$$Re = \frac{0,43 \frac{m}{s} \times 1\,000 \frac{kg}{m^3} \times \frac{1}{2} \text{ pulg} \times \frac{1m}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{kg}{m-s}} = 5\,462,40$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.



$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{\frac{1}{2} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 1,18 \times 10^{-4}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,036$ .

El valor de  $h_f$  se determina a partir de la Ecuación AIII.18

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m y se calculan las pérdidas por la tubería.

$$h_{fa} = 0,036 \times \frac{1,5 \text{ m}}{15,8 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,032 \text{ m}$$

Determinación de la velocidad  $v_b$

A partir de los datos del Anexo AVIII (Mills, 2015, p.889), se considera para este tramo un diámetro nominal de tubería de 1/4", cedula 40 y un diámetro interno de tubería de 9,25 mm, valor que se reemplaza en la Ecuación AIII.16.

$$v_b = \frac{0,306 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi \times \left(\frac{9,25 \text{ mm}}{2} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right)^2} = 1,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Determinación del número de Reynolds

$$\text{Re} = \frac{1,27 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1}{4} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}} = 8003,05$$

El material de la tubería es de PVC, con un valor de rugosidad absoluta  $K = 0,0015 \text{ mm}$  (Mott, 2006, p. 236), se reemplaza en la Ecuación AIII.19.

$$\varepsilon = \frac{K}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{\frac{1}{4} \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ m}}{39,36 \text{ pulg}}} = 2,36 \times 10^{-4}$$

Con el valor de rugosidad absoluta y el número de Reynolds se calcula el factor de fricción mediante el Diagrama de Moody, presentado en el Anexo AIX, cuyo valor es  $f = 0,034$ .

Se considera una longitud de la tubería de 1,5 m, debido al espacio físico en la industria de pinturas y se calculan las pérdidas por la tubería.

$$hf_b = 0,034 \times \frac{1,5 \text{ m}}{9,25 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times \left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,45 \text{ m}$$

Determinación de la altura de la bomba:

Se considera un valor de  $z_b = 2 \text{ m}$ , se reemplazan los valores de  $v_a = 0,43 \text{ m/s}$ ,  $v_b = 1,26 \text{ m/s}$ ,  $h_{fa} = 0,032 \text{ m}$ ,  $h_{fb} = 0,45 \text{ m}$  y los valores de  $k$  de las pérdidas por accesorios determinadas en la Tabla AIII.2 en la Ecuación AIII.16.

$$H_B = 2 \text{ m} + 0,032 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(0,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$+ 0,45 \text{ m}$$

$$+ \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_B = 4,59 \text{ m}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.23

$$H_{es} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3} = 2,84 \text{ psi}$$

$$H_{es} = 2,84 \text{ psi}$$

Determinación de la pérdida por fricción en la línea de succión, a partir de la Ecuación AIII.24

$$H_{fs} = 0,032 \text{ m} + \frac{\left(0,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (0,5 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fs} = 0,25 \text{ m}$$

$$H_{fs} = 0,25 \text{ m} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fs} = 0,36 \text{ psi}$$

Se reemplaza  $H_{es}=2,84 \text{ psi}$  y  $H_{fs}=0,36 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.22.

$$P_s = 2,84 \text{ psi} - 0,36 \text{ psi}$$

$$P_s = 2,48 \text{ psi}$$

Determinación del cabezal estático en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.26

$$H_{sd} = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,5 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{sd} = 3,55 \text{ psi}$$

Determinación de pérdida por fricción en la línea de descarga, a partir de la Ecuación AIII.27

$$H_{fd} = 0,45 \text{ m} + \frac{\left(1,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 + 2 \times 9,2 + 2 \times 0,22 + 2 \times 0,54 + 2 \times 0,8 + 2 \times 0,43)$$

$$H_{fd} = 2,34 \text{ m}$$

$$H_{fd} = 2,34 \text{ m} \times \frac{39,36 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,36^3) \text{ pulg}^3}$$

$$H_{fd} = 3,32 \text{ psi}$$

Se reemplazan  $H_{sd} = 3,55 \text{ psi}$  y  $H_{fd} = 3,32 \text{ psi}$  en la Ecuación AIII.25.

$$P_d = 3,55 \text{ psi} + 3,32 \text{ psi}$$

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

Determinación de la altura total dinámica, a partir de la Ecuación AIII.28:

$$\text{TDH} = 6,87 \text{ psi} - 2,48 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 4,39 \text{ psi}$$

Determinación de la potencia de la bomba, se calcula a partir de la Ecuación AIII.29

$$P = 0,306 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,59 \text{ m} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} = 3,82 \text{ W}$$

Se consideró una bomba de diafragma con una eficiencia de 40 %

$$P = \frac{3,82 \text{ W}}{0,4} = 9,55 \text{ W}$$

Se consideró un factor de sobredimensionamiento del 15 % como se explicó en los criterios de diseño.

$$P = 9,55 \text{ W} \times 1,15 = 10,98 \text{ W}$$

## ANEXO AIV

### DIMENSIONAMIENTO DEL COEFICIENTE DE FLUJO DE LAS VÁLVULAS ( $c_v$ )

Dimensionamiento de las válvulas de control

$$c_v = q \times \sqrt{\frac{G_f}{\Delta P}} \quad [AIV.1]$$

Donde

$q$ : caudal de diseño (gpm)

$\Delta P$ : caída de presión (psi)

$G_f$ : gravedad específica del líquido

Se considera como fluido agua con un valor de  $G_f$  de 1 y una caída de presión de 10 psi. Además, se estima que cuando la válvula se abra completamente el flujo que atraviese sea más del que se necesite en condiciones normales de operación, por tanto debe existir sobre diseño en la válvula, que se expresa mediante la Ecuación AIV.2 (Smith y Corripio, 2007, pp. 200 - 208).

$$q_{\text{diseño}} = 2,0 \times q_{\text{requerido}} \quad [AIV.2]$$

Donde:

$q_{\text{requerido}}$ : caudal requerido en condiciones normales de operación (gpm)

$q_{\text{diseño}}$ : caudal de diseño (gpm)

Válvula de control de nivel

$$q_{\text{requerido}} = 0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\,000 \text{ L}}{1\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ gal}}{3,78 \text{ L}} \times \frac{1\text{h}}{60 \text{ min}} = 1,76 \text{ gpm}$$

$$Q_{\text{requerido}} = 1,76 \text{ gpm}$$

$$Q_{\text{diseño}} = 2,0 \times 1,76 \text{ gpm} = 3,52 \text{ gpm}$$

$$c_v = 3,52 \text{ gpm} \times \sqrt{\frac{1}{10 \text{ psi}}} = 1,11$$

$$c_v = 1,11$$

Válvula de control de temperatura

$$Q_{\text{requerido}} = 0,503 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ gal}}{3,78 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 2,22 \text{ gpm}$$

$$Q_{\text{requerido}} = 2,22 \text{ gpm}$$

$$Q_{\text{diseño}} = 2,0 \times 2,22 \text{ gpm} = 4,44 \text{ gpm}$$

$$c_v = 4,44 \text{ gpm} \times \sqrt{\frac{1}{10 \text{ psi}}} = 1,40$$

$$c_v = 1,40$$

Válvula de control de flujo

$$Q_{\text{requerido}} = 0,306 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ gal}}{3,78 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 1,35 \text{ gpm}$$

$$Q_{\text{requerido}} = 1,35 \text{ gpm}$$

$$Q_{\text{diseño}} = 2,0 \times 1,35 \text{ gpm} = 2,7 \text{ gpm}$$

$$c_v = 2,7 \text{ gpm} \times \sqrt{\frac{1}{10 \text{ psi}}} = 0,85$$

$$c_v = 0,85$$

Válvula de globo

Se determina con la Ecuación AIV.3 y se considera un factor de seguridad del 20 %, como se definió en los criterios de diseño (Guerra, 2007, p.189)

$$c_v = 1,169 \times k_v \quad \text{[AIV.3]}$$

Donde

$k_v$ : constante de descarga

El valor de la constante de descarga para una válvula de globo es de 10,00 (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p.300), se reemplaza en la Ecuación AIV.3.

$$c_v = 1,169 \times 10,00 = 11,69$$

$$c_v = 11,69$$

$$c_v = 11,69 \times 1,2 = 14,03$$

$$c_v = 14,03$$

Válvula de compuerta

El valor de la constante de descarga para una válvula de compuerta (semiabierta) es de 4,5 (McCabe, 2007, p.131), se reemplaza en la Ecuación AIV.3.

$$c_v = 1,169 \times 4,5 = 5,26$$

$$c_v = 5,26$$

$$c_v = 5,26 \times 1,2 = 6,31$$

## ANEXO AV

### DIMENSIONAMIENTO DE LOS AGITADORES MECÁNICOS

Se diseñan los agitadores en función del diámetro del tanque (Metcalf y Eddy, 1995, p.247) y se considera el uso de deflectores y la distancia a la que deben ubicarse con respecto al tanque (Couper et al., 2012, p.277).

Se realiza el ejemplo de cálculo para el tanque de acondicionamiento enchaquetado. El procedimiento se describe a continuación.

El diámetro del impulsor ( $d_i$ ) se calcula con la Ecuación 3.12.

$$d_i = \frac{D_t}{3} = \frac{0,46 \text{ m}}{3} = 0,15 \text{ m}$$

La altura del impulsor respecto al fondo ( $H_i$ ), se determina a partir de la Ecuación 3.13.

$$H_i = d_i = 0,15 \text{ m}$$

$$H_i = 0,15 \text{ m}$$

La anchura de las palas ( $q$ ), se calcula a partir de la Ecuación 3.14.

$$q = \frac{d_i}{5} = \frac{0,15 \text{ m}}{5} = 0,03 \text{ m}$$

La longitud de las palas del impulsor ( $r$ ), se obtiene con la Ecuación 3.15.

$$r = \frac{d_i}{4} = \frac{0,15 \text{ m}}{4} = 0,04 \text{ m}$$

La longitud de las palas de impulsor montadas en el disco central ( $r/2$ ), se determina con la Ecuación 3.16.



$$\frac{r}{2} = \frac{d_i}{8} = \frac{0,15\text{m}}{8} = 0,019 \text{ m}$$

El ancho del deflector  $W_d$ , se calcula con la Ecuación 3.18.

$$W_d = \frac{D_t}{10} = \frac{0,46 \text{ m}}{10} = 0,046 \text{ m}$$

La distancia del deflector al tanque ( $W_d/6$ ), se obtiene a con la Ecuación 3.19.

$$\frac{W_d}{6} = \frac{D_t}{6} = \frac{0,46 \text{ m}}{6} = 0,08 \text{ m}$$

El diámetro del disco central, se determina con la Ecuación 3.20.

$$S = \frac{D_t}{4} = \frac{0,46 \text{ m}}{4} = 0,12 \text{ m}$$

La potencia del impulsor se determina con la Ecuación 3.21, los valores a reemplazar son:  $G=1\ 500$  (1/s),  $u=0,000968$  N.s/m<sup>2</sup>

$$P = G^2 \times \mu \times v$$

$$P = (1\ 500)^2 \frac{1}{\text{s}^2} \times 0,000968 \frac{\text{kg m}}{\text{s}^2 \text{ m}^2} \times 0,09\text{m}^3 = 196,02 \text{ W}$$

En la Tabla AIV.1 se muestra el dimensionamiento de los agitadores para el resto de tanques y el reactor.

**Tabla AV.1.** Especificaciones de los agitadores para los tanques y reactor de la planta de tratamiento

| Equipo  | Impulsor     |              |            |            |              | Altura Líquido | Deflector    |                 | Disco Central | Potencia |
|---------|--------------|--------------|------------|------------|--------------|----------------|--------------|-----------------|---------------|----------|
|         | $d_i$<br>(m) | $H_i$<br>(m) | $q$<br>(m) | $r$<br>(m) | $r/2$<br>(m) | $H_L$ (m)      | $W_d$<br>(m) | $1/6W_d$<br>(m) | $S$ (m)       | $P(W)$   |
| TK-1102 | 0,2          | 0,2          | 0,03       | 0,02       | 0,02         | 0,44           | 0            | -               | 0,11          | 196,02   |
| R-1101  | 0,2          | 0,2          | 0,05       | 0,06       | 0,03         | 0,73           | 0,1          | -               | 0,18          | 980,1    |
| TK-1103 | 0,2          | 0,2          | 0,03       | 0,04       | 0,02         | 0,46           | 0,1          | 0,08            | 0,12          | 196,02   |
| TK-1104 | 0,2          | 0,2          | 0,03       | 0,04       | 0,02         | 0,45           | 0,1          | -               | 0,11          | 217,8    |

## ANEXO AVI

## VALORES DE RESISTENCIA PARA DIFERENTES MATERIALES

| Material            | Grade         | Min Tensile Strength (ksi) | Min Yield Strength (ksi) | Maximum Temperature (°F) | Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi) |      |      |      |      |
|---------------------|---------------|----------------------------|--------------------------|--------------------------|---|------|------|------|------|
|                     |               |                            |                          |                          | 100   | 300  | 500  | 700  | 900  |
| Carbon steel        | A285<br>Gr A  | 45                         | 24                       | 900                      | 12.9  | 12.9 | 12.9 | 11.5 | 5.9  |
| Killed carbon steel | A515<br>Gr 60 | 60                         | 32                       | 1000                     | 17.1  | 17.1 | 17.1 | 14.3 | 5.9  |
| Low alloy steel     | A387<br>Gr 22 | 60                         | 30                       | 1200                     | 17.1  | 16.6 | 16.6 | 16.6 | 13.6 |
| Stainless steel     | 410           | 65                         | 30                       | 1200                     | 18.6  | 17.8 | 17.2 | 16.2 | 12.3 |
| Stainless steel     | 304           | 75                         | 30                       | 1500                     | 20.0  | 15.0 | 12.9 | 11.7 | 10.8 |
| Stainless steel     | 347           | 75                         | 30                       | 1500                     | 20.0  | 17.1 | 15.0 | 13.8 | 13.4 |
| Stainless steel     | 321           | 75                         | 30                       | 1500                     | 20.0  | 16.5 | 14.3 | 13.0 | 12.3 |
| Stainless steel     | 316           | 75                         | 30                       | 1500                     | 20.0  | 15.6 | 13.3 | 12.1 | 11.5 |
| 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo  |               |                            |                          |                          |   |      |      |      |      |

*Note:*

1. The stress values for type 304 stainless steel are not the same as those given for stainless steel 304L in Table 7.8 of this book.

2. 1ksi = 1000 psi = 6.8948 N/mm<sup>2</sup>

**Figura AVI.1.** Valores de resistencia (S) para diferentes materiales en función de la temperatura.

(Sinnott y Towler, 2009, p. 982)

## ANEXO AVII

## ESPEORES MÍNIMOS DE PARED

| <b>REGLAS DE LAS NORMAS CON RELACION A<br/>DIFERENTES ESPEORES DE PARED DEL RECIPIENTE</b> |                                       |                                       |  |                                    |                                     |                                     |                                     |                                     |
|--|---------------------------------------|---------------------------------------|--|------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|
| Espeor de pared, pulg  | $\frac{1}{16}$                        | $\frac{3}{32}$                        | $\frac{3}{16}$                           | $\frac{1}{4}$                      | $\frac{5}{16}$                      | $\frac{3}{8}$                       | $\frac{7}{16}$                      | $\frac{1}{2}$                       |
| Notas aplicables   | 2, 4, 15<br>5, 6, 8, 9,<br>11, 12, 14 | 2, 4, 15<br>5, 6, 8, 9,<br>11, 12, 14 | 2, 3, 4, 5,<br>6, 8, 9, 11<br>12, 14, 15 | 2, 4, 5, 6,<br>8, 9, 11,<br>12, 14 | 4, 6, 8, 9<br>11, 12, 14<br>15      | 4, 6, 8, 9<br>11, 12, 14<br>15      | 7, 8, 9, 11,<br>12, 14, 15          | 7, 8, 9, 11,<br>12, 14, 15          |
| Espeor de pared, pulg  | $\frac{9}{16}$                        | $\frac{5}{8}$                         | $\frac{11}{16}$                          | $\frac{3}{4}$                      | $\frac{13}{16}$                     | $\frac{7}{8}$                       | $\frac{15}{16}$                     | 1                                   |
| Notas aplicables   | 7, 10, 11,<br>12, 14, 15              | 7, 10, 11,<br>12, 14, 15              | 7, 10, 13,<br>16, 20                     | 7, 10, 13,<br>16, 20               | 7, 10, 13,<br>16, 20                | 7, 10, 13,<br>16, 20                | 7, 10, 13,<br>16, 20                | 7, 10, 13,<br>16, 20                |
| Espeor de pared, pulg.   | $1\frac{1}{16}$                       | $1\frac{1}{8}$                        | $1\frac{3}{16}$                          | $1\frac{1}{4}$                     | $1\frac{5}{16}$                     | $1\frac{3}{8}$                      | $1\frac{7}{16}$                     | $1\frac{1}{2}$<br>y mayores         |
| Notas aplicables   | 7, 13, 16,<br>17, 20                  | 7, 13, 16,<br>17, 20                  | 7, 13, 16,<br>17, 20                     | 7, 13, 16,<br>17, 20, 19,<br>22    | 7, 13, 16,<br>17, 18,<br>19, 20, 22 | 7, 13, 16,<br>17, 18,<br>19, 20, 22 | 7, 13, 16,<br>17, 18,<br>19, 20, 22 | 7, 13, 16,<br>17, 18, 19,<br>20, 21 |

Figura AVII.1. Espeor de pared de recipientes  
(López, 2011, p. 121)

## ANEXO AVIII

## DIAMETROS PARA DIFERENTES TUBERÍAS COMERCIALES

Tabla A.14a Dimensiones de tuberías comerciales [mm] (norma ASA)

| Tamaño nominal de la tubería ( $\approx$ D.I., pulgadas) |       | Cédula |        |         |         |         |                  |
|--|-------|--------|--------|---------|---------|---------|------------------|
|  |       | 5      | 10     | 40      | 80      | 160     | XX<br>Extra duro |
| $\frac{1}{4}$  | D.E.  | 13.716 | 13.716 | 13.716  | 13.716  |         |                  |
|  | Pared | 1.245  | 1.651  | 2.235   | 3.023   |         |                  |
|  | D.I.  | 11.227 | 10.414 | 9.246   | 7.671   |         |                  |
| $\frac{3}{8}$  | D.E.  | 17.145 | 17.145 | 17.145  | 17.145  |         |                  |
|  | Pared | 1.245  | 1.651  | 2.311   | 3.200   |         |                  |
|  | D.I.  | 14.656 | 13.843 | 12.522  | 10.744  |         |                  |
| $\frac{1}{2}$  | D.E.  | 21.336 | 21.336 | 21.336  | 21.336  | 21.336  | 21.336           |
|  | Pared | 1.651  | 2.108  | 2.769   | 3.734   | 4.750   | 7.468            |
|  | D.I.  | 18.034 | 17.120 | 15.799  | 13.868  | 11.836  | 6.401            |
| $\frac{3}{4}$  | D.E.  | 26.670 | 26.670 | 26.670  | 26.670  | 26.670  | 26.670           |
|  | Pared | 1.651  | 2.108  | 2.870   | 3.912   | 5.534   | 7.823            |
|  | D.I.  | 23.368 | 22.454 | 20.930  | 18.847  | 15.596  | 11.024           |
| 1  | D.E.  | 33.401 | 33.401 | 33.401  | 33.401  | 33.401  | 33.401           |
|  | Pared | 1.651  | 2.769  | 3.378   | 4.547   | 6.350   | 9.093            |
|  | D.I.  | 30.099 | 27.864 | 26.645  | 24.308  | 20.701  | 15.215           |
| $1\frac{1}{4}$   | D.E.  | 48.260 | 48.260 | 48.260  | 48.260  | 48.260  | 48.260           |
|  | Pared | 1.651  | 2.769  | 3.683   | 5.080   | 7.137   | 10.160           |
|  | D.I.  | 44.958 | 42.723 | 40.894  | 38.100  | 33.985  | 27.940           |
| 2  | D.E.  | 60.325 | 60.325 | 60.325  | 60.325  | 60.325  | 60.325           |
|  | Pared | 1.651  | 2.769  | 3.912   | 5.537   | 8.712   | 11.074           |
|  | D.I.  | 57.023 | 54.788 | 52.502  | 49.251  | 42.901  | 38.176           |
| 3  | D.E.  |        |        | 88.900  | 88.900  | 88.900  | 88.900           |
|  | Pared |        |        | 5.486   | 7.62    | 11.125  | 15.240           |
|  | D.I.  |        |        | 77.927  | 73.660  | 66.650  | 58.420           |
| 4  | D.E.  |        |        | 114.300 | 114.300 | 114.300 | 114.300          |
|  | Pared |        |        | 6.020   | 8.560   | 13.487  | 17.120           |
|  | D.I.  |        |        | 102.260 | 97.180  | 87.325  | 80.061           |
| 5  | D.E.  |        |        | 141.300 | 141.300 | 141.300 | 141.300          |
|  | Pared |        |        | 6.553   | 9.525   | 15.875  | 19.050           |
|  | D.I.  |        |        | 128.194 | 122.250 | 109.550 | 103.200          |
| 6  | D.E.  |        |        | 168.275 | 168.275 | 168.275 | 168.275          |
|  | Pared |        |        | 7.150   | 10.973  | 18.237  | 21.946           |
|  | D.I.  |        |        | 153.975 | 146.329 | 131.801 | 124.384          |
| 8  | D.E.  |        |        | 219.075 | 219.075 |         |                  |
|  | Pared |        |        | 8.179   | 12.700  |         |                  |
|  | D.I.  |        |        | 202.717 | 193.675 |         |                  |
| 10   | D.E.  |        |        | 273.050 | 273.050 |         |                  |
|  | Pared |        |        | 9.271   | 15.062  |         |                  |
|  | D.I.  |        |        | 254.508 | 242.926 |         |                  |
| 12   | D.E.  |        |        | 323.850 | 323.850 |         |                  |
|  | Pared |        |        | 10.312  | 17.450  |         |                  |
|  | D.I.  |        |        | 303.255 | 288.950 |         |                  |

Figura AVIII.1. Diámetros para tuberías comerciales  
(Mills, 2015, p. 889)

## ANEXO AIX

## DIAGRAMA DE MOODY

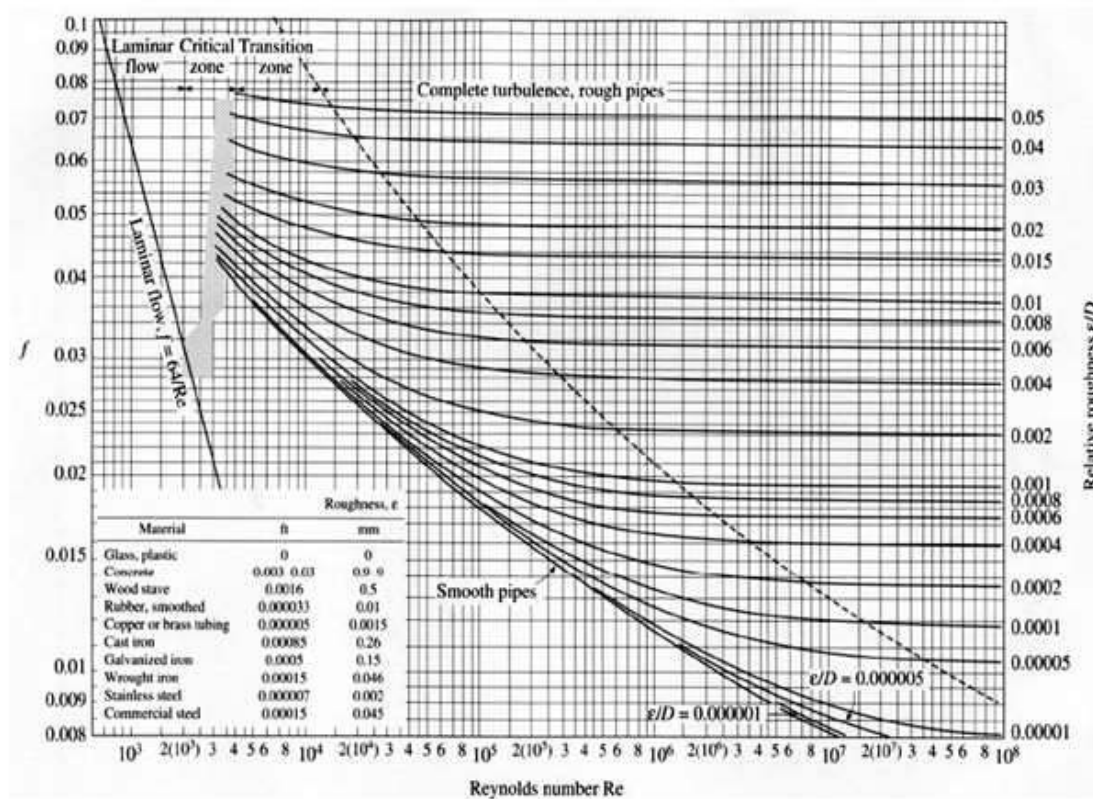


Figura AIX.1. Diagrama de Moody  
(Mott, 2006, p. 236)

## ANEXO AX

### EVALUACIÓN ECONÓMICA

#### AX.1 COSTOS DIRECTOS

Como se explicó en la sección 5.1, los costos directos se determinaron en función de los costos de equipos principales y secundarios.

A continuación se presenta la Tabla AX.1, en donde se detalla el costo de los tanques y el reactor que son adquiridos en el mercado nacional.

**Tabla AX.1.** Costos de tanques y reactor de la planta de tratamiento

| <b>Tanques /Reactor</b>                  | <b>Valor (USD)</b> |
|--|--------------------|
| Tanque de mezclado                       | 2 450,00           |
| Reactor                                  | 3 170,00           |
| Tanque de acondicionamiento enchaquetado | 2 450,00           |
| Tanque de floculación                    | 2 450,00           |
| Subtotal (USD)                           | 10 520,00          |
| IVA (12%)                                | 1 262,40           |
| <b>TOTAL (USD)</b>                       | <b>11 782,40</b>   |

El filtro prensa es un equipo importado, por tanto los rubros deben corresponder a los establecidos por el Servicio Nacional de Aduana del Ecuador, 2016. El desglose se presenta en la Tabla AX.2.

**Tabla AX.2.** Costo de filtro prensa para la planta de tratamiento

|                 |           |
|-----------------|-----------|
| Valor FOB       | 19 200,00 |
| Transporte      | 200,00    |
| Valor CFR       | 19 400,00 |
| Seguro (1%)     | 194,00    |
| Valor de aduana | 19 594,00 |

**Tabla AX.2.** Costo de filtro prensa para la planta de tratamiento (continuación ...)

|                            |                  |
|----------------------------|------------------|
| FDI (0,5% valor de aduana) | 97,97            |
| Valor Ex Aduana            | 19 691,97        |
| IVA (12%)                  | 2 363,04         |
| <b>TOTAL</b>               | <b>22 055,01</b> |

El costo final de los equipos se indica en la Tabla AX.3.

**Tabla AX.3.** Costo final de los equipos de la planta de tratamiento de resina UF.

| <b>Equipo</b>                            | <b>Valor (USD)</b> |
|--|--------------------|
| Tanque de mezclado                       | 2 450,00           |
| Reactor                                  | 3 170,00           |
| Tanque de acondicionamiento enchaquetado | 2 450,00           |
| Tanque de floculación                    | 2 450,00           |
| Filtro prensa                            | 19 691,97          |
| Subtotal (USD)                           | 30 211,97          |
| IVA 12% (USD)                            | 3 625,44           |
| <b>TOTAL (USD)</b>                       | <b>33 837,41</b>   |

El costo de mantenimiento es de 3 383,74 USD y se obtuvo al considerarlo como el 10 % del costo total de equipos.

## **AX.2 COSTOS INDIRECTOS**

Los costos de honorarios no se consideran puesto que los operarios de la industria de pinturas se encargarán de la supervisión y mantenimiento de la planta diseñada.

Los costos de depreciación de los equipos se calculan dividiendo el costo final de los equipos para el tiempo de vida útil de la planta de tratamiento, la cual se estima de 10 años y se indica en la Tabla AX.4.



**Tabla AX.4.** Depreciación mensual de los equipos usados en la planta de tratamiento

|                                |        |
|--------------------------------|--------|
| Tiempo de depreciación (años)  | 10     |
| Tiempo de depreciación (meses) | 120    |
| Depreciación mensual (USD/mes) | 251,77 |

### AX.3 COSTOS OPERACIONALES

Los costos operacionales se calculan considerando los costos de reactivos necesarios para el tratamiento en planta.

**Tabla AX.5.** Costo mensual de reactivos

| <b>Reactivos</b>          | <b>USD/mes</b> |
|---------------------------|----------------|
| Sulfato ferroso           | 48,00          |
| Acido tartárico           | 243,60         |
| Peróxido de hidrógeno 30% | 148,00         |
| Policloruro de aluminio   | 72,00          |
| Subtotal (USD)            | 511,60         |
| IVA 12% (USD)             | 61,39          |
| <b>TOTAL (USD)</b>        | <b>572,99</b>  |

Los costos energéticos de los equipos se presentan en la Tabla AX.6.

**Tabla AX.6.** Costo energético

| <b>Equipo</b>                    | <b>Potencia (W)</b> |
|----------------------------------|---------------------|
| Bomba                            | 241,92              |
| Agitadores                       | 1 589,94            |
| Total (W)                        | 1 831,86            |
| Total (KW)                       | 1,83                |
| Costo (USD/KWh) Ecuador          | 0,088               |
| Costo de energía eléctrica (USD) | 32,21               |

Se determina el costo del tratamiento por m<sup>3</sup> de efluente tratado, a partir de los costos de insumos, el mismo que se detalla en la Tabla AX.7.

**Tabla AX.7.** Costo de insumos

| Insumos            | Costos (USD)  |
|--------------------|---------------|
| Costos Reactivos   | 572,99        |
| Costos Energéticos | 32,21         |
| <b>TOTAL</b>       | <b>605,20</b> |

A partir de la Ecuación AX.1 se calcula el costo por m<sup>3</sup> de efluente de resina urea-formaldehído (USD)/m<sup>3</sup>

$$C_T = \frac{C_I}{q} \quad [\text{AX.1}]$$

Donde

C<sub>T</sub>: costo tratamiento (USD/m<sup>3</sup>)

C<sub>I</sub>: costo insumos (USD)

q: caudal efluente (m<sup>3</sup>/día)

$$C_T = \frac{605,2 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}}}{0,4 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}}} = 2,10 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3}$$

#### **AX.4 COSTO BENEFICIO DE LAS MEDIDAS IMPLEMENTADAS**

Para el cálculo del costo - beneficio se tomó como referencia el Código Orgánico del Ambiente, Registro Oficial N° 983, artículo 322, variables de la multa para infracciones ambientales, la multa se detalla en la Tabla AX.8.

**Tabla AX.8.** Multas para infracciones muy graves

| Salario básico (USD) | Multa | Multa (USD) |
|----------------------|-------|-------------|
| 375                  | 200   | 75 000      |

Por otro lado, el costo anual para mantener las medidas implementadas en el tratamiento del efluente durante el año 2017, se detalla en la Tabla AX.9

**Tabla AX.9.** Costo anual de las medidas implementadas

| <b>COSTO ANUAL</b>  | <b>USD</b>       |
|---------------------|------------------|
| Costo mantenimiento | 3 383,74         |
| Costo reactivos     | 6 875,88         |
| <b>TOTAL</b>        | <b>10 259,62</b> |

Para el cálculo del índice costo - beneficio se divide el beneficio para el costo anual de las medidas implementadas. Los valores se muestran en la Tabla AX.10.

**Tabla AX.10.** Índice costo – beneficio para la planta de tratamiento

|                               |             |
|-------------------------------|-------------|
| Beneficio (USD)               | 75 000      |
| Costo (USD)                   | 10 259,62   |
| <b>Índice costo-beneficio</b> | <b>7,31</b> |

Al ser el índice costo-beneficio mayor a uno, se evita que la industria de pinturas deba cancelar 7,31 dólares por infracciones ambientales.