

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES
CONTAMINADOS CON COLORANTES Y TENSOACTIVOS
MEDIANTE UN PROCESO FENTON MODIFICADO**

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

DARIO JAVIER PROAÑO CORNEJO
dariojpc13@gmail.com

DIRECTORA: ING. JADY PAULINA PÉREZ GUAMANZARA MSc
jady.perez@epn.edu.ec

Quito, Mayo 2018

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

DECLARACIÓN

Yo, Dario Javier Proaño Cornejo, 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.

Dario Javier Proaño Cornejo

CI: 1716472459

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Dario Javier Proaño Cornejo bajo mi supervisión.

Ing. Jady Paulina Pérez Guamanzara MSc
DIRECTORA DEL PROYECTO

AUSPICIO

El presente proyecto de titulación contó con el auspicio del proyecto EPN-PII-DCN-003-2016: “Estudio de la degradación de colorantes y tensoactivos de un efluente industrial mediante la aplicación de ozonificación solo y combinado con peróxido de hidrógeno y un proceso foto-Fenton modificado con un agente quelante”, que se ejecutó en el Departamento de Ciencias Nucleares.

DEDICATORIA

A Carlos Andrés y a Raphaela

ÍNDICE DE CONTENIDOS

| | PÁGINA |
|---|---------------|
| 1. JUSTIFICACIÓN | 1 |
| 2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO | 4 |
| 2.1. Etapa de almacenamiento | 6 |
| 2.2. Etapa de pretratamiento | 6 |
| 2.3. Etapa de tratamiento | 7 |
| 2.3.1. Sub etapa de formación del complejo ión ferroso-ácido cítrico | 7 |
| 2.3.2. Sub etapa de reacción Fenton | 8 |
| 2.4. Etapa de precipitación | 8 |
| 3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN | 10 |
| 3.1. Criterios de diseño para los equipos principales | 10 |
| 3.1.1. Tanque de homogeneización | 10 |
| 3.1.2. Sedimentadores | 13 |
| 3.1.3. Filtro granular | 14 |
| 3.1.4. Reactor Fenton | 16 |
| 3.1.5. Tanques de acondicionamiento y mezcla | 19 |
| 3.2. Criterios de diseño para los equipos secundarios y accesorios | 20 |
| 3.2.1. Tanques de almacenamiento | 20 |
| 3.2.2. Bombas | 21 |
| 3.2.3. Tuberías | 25 |
| 3.2.4. Válvulas | 26 |
| 3.2.5. Agitadores | 27 |
| 4. DISEÑO DE LA PLANTA | 30 |
| 4.1. Diagrama de bloques BPD y diagramas de flujo PFD | 30 |
| 4.2. Balance de masa | 36 |
| 4.3. Planificación de la producción | 37 |
| 4.3.1. Aplicación del diagrama de red de PERT y diagrama de Gantt a la planificación del sistema de tratamiento | 41 |
| 4.3.2. Planificación del mantenimiento | 43 |
| 4.4. Balance de energía | 45 |
| 4.5. Disposición en planta (layout) y planos de elevación (vistas) | 48 |
| 4.6. Diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) y control | 53 |

| | | |
|-----------|---|------------|
| 4.7. | Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos) | 73 |
| 5. | EVALUACIÓN ECONÓMICA | 91 |
| 5.1. | Costos directos | 91 |
| 5.2. | Costos indirectos | 92 |
| 5.3. | Costos operativos | 94 |
| 5.4. | Relación costo-beneficio | 94 |
| 6. | REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 96 |
| | ANEXOS | 103 |

ÍNDICE DE TABLAS

| | | PÁGINA |
|--------------------|--|--------|
| Tabla 2.1. | Parámetros de tratamiento del efluente obtenidas de la ejecución del proyecto interno PII-DCN-003-2016 | 4 |
| Tabla 3.1. | Criterios de diseño del tanque de homogeneización | 12 |
| Tabla 3.2. | Criterios de diseño de los sedimentadores | 14 |
| Tabla 3.3. | Propiedades de la antracita y arena | 16 |
| Tabla 3.4. | Criterios de diseño para el filtro granular | 16 |
| Tabla 3.5. | Valores de la disminución de DQO en función del tiempo durante la reacción Fenton obtenido de la ejecución del proyecto interno PII-DCN-003-2016 | 18 |
| Tabla 3.6. | Tiempos de residencia típicos en los procesos de mezclado | 20 |
| Tabla 3.7. | Densidad a 17 °C y capacidad calorífica de los reactivos que se utilizaron en el diseño de la planta de tratamiento | 20 |
| Tabla 3.8. | Coefficientes de pérdidas de carga para diferentes accesorios | 23 |
| Tabla 3.9. | Rango de velocidades permisibles de succión y descarga para bomba reciprocante y centrífuga | 25 |
| Tabla 3.10. | Valores de coeficiente y velocidad del impulsor | 29 |
| Tabla 4.1. | Código de los equipos y del sistema de control utilizado en los diagramas PFD | 31 |
| Tabla 4.2. | Procesos del sistema de tratamiento que se realizan en los equipos diseñados | 36 |
| Tabla 4.3. | Resultados de los análisis complementarios que se utilizaron para realizar el balance de masa | 37 |
| Tabla 4.4. | Resultados del balance de masa del sistema de tratamiento para el efluente | 38 |
| Tabla 4.5. | Tiempo calculado para cada etapa y proceso en minutos y horas | 38 |

| | | |
|--------------------|--|----|
| Tabla 4.6. | Temperatura interna y externa de los equipos principales y secundarios | 47 |
| Tabla 4.7. | Parámetros de las bombas y potencia de los motores mecánicos de agitación | 48 |
| Tabla 4.8. | Distancia entre equipos del sistema de tratamiento para el efluente | 49 |
| Tabla 4.9. | Equipos a desnivel y altura de ubicación con respecto al suelo | 49 |
| Tabla 4.10. | Dimensiones de las tuberías y selección con base en la norma ASA | 65 |
| Tabla 4.11. | Instrumentación y control en la planta de tratamiento | 69 |
| Tabla 4.12. | Tipo de válvulas en la planta de tratamiento | 71 |
| Tabla 4.13. | Coeficiente de descarga de las válvulas de la planta de tratamiento | 73 |
| Tabla 4.14. | Resultados del dimensionamiento de los equipos principales y equipos secundarios de la planta de tratamiento | 74 |
| Tabla 4.15. | Dimensiones de los agitadores de la planta de tratamiento | 75 |
| Tabla 4.16. | Hoja de especificación del tanque de homogeneización | 76 |
| Tabla 4.17. | Hoja de especificación del sedimentador primario | 77 |
| Tabla 4.18. | Hoja de especificación del sedimentador secundario | 78 |
| Tabla 4.19. | Hoja de especificación del filtro granular | 79 |
| Tabla 4.20. | Hoja de especificación del reactor Fenton | 80 |
| Tabla 4.21. | Hoja de especificación del tanque de mezcla | 81 |
| Tabla 4.22. | Hoja de especificación del tanque de acondicionamiento | 82 |
| Tabla 4.23. | Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N | 83 |
| Tabla 4.24. | Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N | 84 |
| Tabla 4.25. | Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso | 85 |
| Tabla 4.26. | Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua | 86 |
| Tabla 4.27. | Hoja de especificación de la bomba centrífuga de 1/4 HP | 87 |

| | | |
|----------------------|---|-----|
| Tabla 4.28. | Hoja de especificación de la bomba centrífuga de 3/4 HP | 88 |
| Tabla 4.29. | Hoja de especificación de la bomba centrífuga de 1 HP | 89 |
| Tabla 4.30. | Hoja de especificación de la bomba de émbolo de 20 gpm | 90 |
| Tabla 5.1. | Costo de la materia prima por mes | 91 |
| Tabla 5.2. | Costo del servicio de energía eléctrica de la planta de tratamiento por mes | 92 |
| Tabla 5.3. | Costo de implementación de la planta de tratamiento | 93 |
| Tabla AI.1. | Datos de la medición de caudal de un día de medición realizado en la empresa | 104 |
| Tabla AI.2. | Resultados del caudal mínimo, medio y máximo diario y sus errores estándar del efluente que proviene del área de lavavajillas | 106 |
| Tabla AII.1. | Densidad promedio del efluente a 18 °C | 109 |
| Tabla AII.2. | Viscosidad dinámica promedio del efluente a 18 °C | 110 |
| Tabla AII.3. | Sólidos sedimentables promedio de los procesos de Sedimentación I y Sedimentación II | 113 |
| Tabla AIII.1. | Flujo másico, volumétrico y densidad de las corrientes del proceso de Homogeneización | 115 |
| Tabla AIII.2. | Masa, volumen y densidad de la corriente del proceso de Almacenamiento | 116 |
| Tabla AIII.3. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Mezclado I | 117 |
| Tabla AIII.4. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Sedimentación I | 119 |
| Tabla AIII.5. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Filtración | 121 |
| Tabla AIII.6. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Mezclado II | 123 |
| Tabla AIII.7. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Mezclado III | 125 |
| Tabla AIII.8. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Acondicionamiento I | 126 |

| | | |
|-----------------------|---|-----|
| Tabla AIII.9. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Acondicionamiento II | 128 |
| Tabla AIII.10. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Acondicionamiento III | 130 |
| Tabla AIII.11. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Reacción | 131 |
| Tabla AIII.12. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Acondicionamiento IV | 133 |
| Tabla AIII.13. | Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Sedimentación II | 135 |
| Tabla AIV.1. | Determinación de las dimensiones del tanque de homogeneización sin la pendiente | 137 |
| Tabla AIV.2. | Dimensiones del tanque de homogeneización | 139 |
| Tabla AIV.3. | Determinación de las dimensiones del reactor Fenton | 151 |
| Tabla AIV.4. | Determinación de las dimensiones del tanque de mezcla | 154 |
| Tabla AIV.5. | Determinación de las dimensiones del tanque de acondicionamiento | 157 |
| Tabla AV.1. | Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N | 159 |
| Tabla AV.2. | Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N | 161 |
| Tabla AV.3. | Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso | 163 |
| Tabla AV.4. | Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento de agua | 165 |
| Tabla AV.5. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1101A/B | 169 |
| Tabla AV.6. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1101A/B | 170 |
| Tabla AV.7. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1102A/B/C/D | 174 |
| Tabla AV.8. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1102A/B/C/D | 175 |

| | | |
|---------------------|--|-----|
| Tabla AV.9. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1103A/B | 180 |
| Tabla AV.10. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1103A/B | 180 |
| Tabla AV.11. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1104A/B | 184 |
| Tabla AV.12. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1104A/B | 185 |
| Tabla AV.13. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1205A/B | 190 |
| Tabla AV.14. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1205A/B | 190 |
| Tabla AV.15. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1306A/B | 195 |
| Tabla AV.16. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1306A/B | 195 |
| Tabla AV.17. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1307A/B | 200 |
| Tabla AV.18. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1307A/B | 201 |
| Tabla AV.19. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1308A/B | 205 |
| Tabla AV.20. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1308A/B | 206 |
| Tabla AV.21. | Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1309A/B | 211 |
| Tabla AV.22. | Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1309A/B | 211 |
| Tabla AVI.1. | Resultados del balance de energía del tanque de homogeneización | 224 |
| Tabla AVI.2. | Resultados del balance de energía del sedimentador primario | 226 |
| Tabla AVI.3. | Resultados del balance de energía del filtro granular | 228 |

| | | |
|----------------------|--|-----|
| Tabla AVI.4. | Resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de agua | 230 |
| Tabla AVI.5. | Resultados del balance de energía del tanque de mezcla | 232 |
| Tabla AVI.6. | Resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N | 234 |
| Tabla AVI.7. | Resultados del balance de energía del tanque de acondicionamiento | 236 |
| Tabla AVI.8. | Resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N | 238 |
| Tabla AVI.9. | Resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso | 240 |
| Tabla AVI.10. | Resultados del balance de energía del reactor Fenton | 242 |
| Tabla AVI.11. | Resultados del balance de energía del sedimentador secundario | 244 |
| Tabla AVII.1. | Costo de importación de ácido cítrico desde China | 247 |
| Tabla AVII.2. | Costo de importación de sulfato ferroso heptahidratado desde China | 247 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | | PÁGINA |
|---------------------|---|---------------|
| Figura 3.1. | Guía de selección del tipo de impulsor | 28 |
| Figura 3.2. | Esquema de un agitador con deflectores | 28 |
| Figura 4.1. | Diagrama de bloques del proceso de la planta de tratamiento BPD | 32 |
| Figura 4.2. | Diagrama de flujo del proceso de la planta de tratamiento PFD – Área 01 | 33 |
| Figura 4.3. | Diagrama de flujo del proceso de la planta de tratamiento PFD – Área 02 | 34 |
| Figura 4.4. | Diagrama de flujo del proceso de la planta de tratamiento PFD – Área 03 | 35 |
| Figura 4.5. | Nodo de la red de actividades en las flechas | 41 |
| Figura 4.6. | Diagrama de red de PERT con actividades en las flechas del sistema de tratamiento para el efluente | 42 |
| Figura 4.7. | Diagrama de Gantt del sistema de tratamiento para el efluente | 44 |
| Figura 4.8. | Layout de la planta de tratamiento | 50 |
| Figura 4.9. | Vista lateral de la planta de tratamiento – Área 01 y Área 03 | 51 |
| Figura 4.10. | Vista lateral de la planta de tratamiento – Área 02 | 52 |
| Figura 4.11. | Lazo de control cerrado | 55 |
| Figura 4.12. | Simbología y abreviaturas de los diagramas de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento | 56 |
| Figura 4.13. | Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento – Área 01-A | 57 |
| Figura 4.14. | Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento – Área 01-B | 58 |
| Figura 4.15. | Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento – Área 01-C | 59 |

| | | |
|------------------------|---|-----|
| Figura 4.16. | Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento – Área 02-A | 60 |
| Figura 4.17. | Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento – Área 02-B | 61 |
| Figura 4.18. | Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento – Área 02-C | 62 |
| Figura 4.19. | Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento – Área 03-A | 63 |
| Figura 4.20. | Diagrama de tuberías e instrumentación P&ID y control de la planta de tratamiento – Área 03-B | 64 |
| Figura AI.1. | Variación de caudal del área de lavavajillas | 107 |
| Figura AII.1. | Curva de titulación para los procesos de Acondicionamiento I y II | 111 |
| Figura AII.2. | Curva de titulación para el proceso de Acondicionamiento III | 111 |
| Figura AII.3. | Curva de titulación para el proceso de Acondicionamiento IV | 112 |
| Figura AIII.1. | Balance de masa en el proceso de Homogeneización | 114 |
| Figura AIII.2. | Balance de masa en el proceso de Almacenamiento | 115 |
| Figura AIII.3. | Balance de masa en el proceso de Mezclado I | 116 |
| Figura AIII.4. | Balance de masa en el proceso de Sedimentación I | 117 |
| Figura AIII.5. | Balance de masa en el proceso de Filtración | 120 |
| Figura AIII.6. | Balance de masa en el proceso de Mezclado II | 122 |
| Figura AIII.7. | Balance de masa en el proceso de Mezclado III | 123 |
| Figura AIII.8. | Balance de masa en el proceso de Acondicionamiento I | 125 |
| Figura AIII.9. | Balance de masa en el proceso de Acondicionamiento II | 127 |
| Figura AIII.10. | Balance de masa en el proceso de Acondicionamiento III | 128 |
| Figura AIII.11. | Balance de masa en el proceso de Reacción | 130 |
| Figura AIII.12. | Balance de masa en el proceso de Acondicionamiento IV | 132 |
| Figura AIII.13. | Balance de masa en el proceso de Sedimentación II | 133 |
| Figura AIV.1. | Diagrama de masas del efluente durante un día de operación | 136 |

| | | |
|----------------------|--|-----|
| Figura AIV.2. | Gráfico $\ln[DQO]$ vs tiempo y linealización | 152 |
| Figura AVIII. | Diagrama de Moody | 249 |
| Figura AIX. | Dimensiones tuberías comerciales norma ASA | 250 |
| Figura AX. | Selección de tipo de válvula | 251 |

ÍNDICE DE ANEXOS

| | PÁGINA |
|--|---------------|
| ANEXO I | |
| Determinación de caudal mínimo, medio y máximo diario del efluente | 104 |
| ANEXO II | |
| Análisis físicos complementarios | 108 |
| ANEXO III | |
| Balance de masa | 114 |
| ANEXO IV | |
| Dimensionamiento de los equipos principales | 136 |
| ANEXO V | |
| Dimensionamiento de los equipos secundarios y accesorios | 158 |
| ANEXO VI | |
| Balance de energía | 222 |
| ANEXO VII | |
| Evaluación económica | 245 |
| ANEXO VIII | |
| Diagrama de Moody | 249 |
| ANEXO IX | |
| Dimensiones de tuberías comerciales norma ASA | 250 |
| ANEXO X | |
| Selección del tipo de válvula y apertura | 251 |

1. JUSTIFICACIÓN

En el Ecuador, la fabricación de jabones, detergentes y productos de tocador corresponde al 61,50 % de la producción de la industria química de transformación. En el año 2014, se registraron en esta actividad 12 empresas (Cámara de Industrias de Guayaquil, 2014, p. 20). En este sector manufacturero del país, el 74,94 % de las industrias no realizan el tratamiento de aguas residuales (Instituto Nacional de Estadísticas y Censos (INEC), 2014). De acuerdo con la Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL) (2012), sede Ecuador, la falta de aplicación de sanciones rigurosas es una de las causas de no contar con sistemas de tratamiento (pp. 14 y 16).

La empresa en estudio se encuentra ubicada en la provincia de Pichincha, cantón Rumiñahui, parroquia Sangolquí y cuenta con un sistema de tratamiento físico-químico, al que se dirigen todos los efluentes de los procesos productivos. Estos efluentes, después del tratamiento, son descargados al río San Nicolás, afluente del río San Pedro. El tratamiento no permite alcanzar los valores límite de norma en ciertos parámetros establecidos en el Libro VI del Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente (TULSMA), el cual tiene una aplicación a nivel nacional (Ministerio del Ambiente del Ecuador, 2015b, pp. 331 - 332).

El efluente en estudio proviene del área de producción de lavavajillas, donde la empresa ha determinado que los colorantes y tensoactivos son los parámetros perjudiciales para los sistemas acuáticos y, por ende, para el ser humano. Los tensoactivos son considerados contaminantes de primera importancia, potencialmente nocivos y que deben ser eliminados desde la fuente de producción. Cumplir este objetivo permite evitar que estas sustancias lleguen a los sistemas acuáticos donde ocasionan la formación de espuma, interfieren con la transferencia de oxígeno, afectan las formas de vida que habitan en la interface agua-aire como consecuencia de la disminución de la tensión superficial y pueden acelerar los procesos de eutrofización (Juárez, Rincón y Martínez, 2009, pp. 110 - 112; Rodríguez, Casas, Mohedano, Zazo, Pliego y Blasco, 2010, p. 14).

Los principales tensoactivos utilizados en la producción de lavavajillas son los sulfatos de alquilo lineales (LAS) que son sustancias que generan poca espuma y su biodegradabilidad depende de la linealidad de la cadena, e inclusive, de los isómeros (Metcalf & Eddy, 1995, p. 76; Salager y Fernández, 2004, p. 17). A concentraciones mayores de 25 mg/L, el tensoactivo puede inhibir el metabolismo microbiano y reducir la eficiencia de las plantas de tratamiento de aguas residuales basadas en sistemas biológicos (Juárez et al., 2009, p. 111).

Otro tensoactivo presente en el producto es el etoxisulfato de alcohol lineal (AES) el cual produce abundante espuma (Wittcoff y Reuben, 1991, p. 217).

Los colorantes utilizados son azoicos, antraquinónicos y pigmentos de ftalocianina. Sánchez (2011) describe que las principales consecuencias de los colorantes en los sistemas acuáticos son la disminución del oxígeno disuelto y la reducción del paso de la luz solar, lo cual disminuye la acción fotosintética (p. 5).

Rodríguez, Letón, Rosal, Dorado, Villar y Sanz (2006) sugirieron el uso de procesos de oxidación avanzada (POAs) para efluentes que tienen una alta estabilidad química, baja biodegradabilidad y una demanda química de oxígeno (DQO) superior a 500 mg/L (p. 52). Los POAs generan *in situ* el radical hidroxilo ($\bullet\text{OH}$), el cual tiene un alto poder oxidante y baja selectividad. Los POAs mejoran la biodegradabilidad del efluente, sirven como sistemas de pretratamiento y su principal ventaja es su alta eficacia sin condiciones extremas de presión y temperatura (Marín, 2013, p. 52; Osorio, Torres y Sánchez, 2010, p. 47).

Los procesos Fenton y foto-Fenton son tratamientos de oxidación avanzada catalíticos y homogéneos en el cual una sal de hierro, usualmente sulfato ferroso (FeSO_4), genera radicales hidroxilos al interactuar con el peróxido de hidrógeno (H_2O_2). En el caso del proceso foto-Fenton, la reacción resulta acelerada por la irradiación con luz ultravioleta (Rodríguez et al., 2006, pp. 51 - 52).

Además, se pueden citar resultados exitosos para la degradación de tensoactivos y colorantes mediante Fenton modificado con agentes quelantes y convencional a

escala de laboratorio. Isch (2016) consiguió reducir 1 500 ppm de LAS a 2,62 ppm en 40 min, mediante el método Fenton modificado con EDTA (p. 58). En otra investigación el dodecibencensulfonato sódico (SDBS) pudo ser degradado en un 70 %, después de 2 min de tratamiento con Fenton tradicional (Méndez, 2008, p. 283). En lo que respecta a los colorantes, Morales (2015) consiguió la decoloración total de efluentes contaminados con colorantes azoicos mediante el proceso Fenton convencional (p. 110).

La alternativa de tratamiento para el efluente de la empresa en estudio fue el proceso Fenton modificado con ácido cítrico debido a que alcanzó una remoción de DQO, color y tensoactivos de 90,82, 93,44 y 98,96 % respectivamente. Estos resultados fueron obtenidos de la ejecución del proyecto interno PII-DCN-003-2016 “Estudio de la degradación de colorantes y tensoactivos de un efluente industrial mediante la aplicación de ozonificación solo y combinado con peróxido de hidrógeno y un proceso foto-Fenton modificado con un agente quelante”, los cuales son el fundamento del diseño de la planta de tratamiento de los efluentes del área de producción de lavavajillas, que es objeto del presente trabajo.

La importancia del diseño del tratamiento radica en la reducción de la concentración de tensoactivos y colorantes, el incremento de la remoción de DQO y el mejoramiento de la biodegradabilidad del efluente. Además, será una fuente de información para futuros diseños de plantas de tratamiento de efluentes residuales mediante el proceso Fenton modificado con agentes quelantes.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La empresa en estudio posee dos líneas de producción: alimentos y productos de limpieza. El efluente al que se le aplicará el proceso Fenton modificado con ácido cítrico proviene del área de elaboración de lavavajillas. El presente trabajo es complementario al sistema de tratamiento que posee la empresa.

La planta de tratamiento se ubicará en los predios de la empresa donde el efluente, sujeto de tratamiento, proviene de la limpieza de los reactores y del área de producción que se realiza cada dos turnos diarios.

Para la elaboración del diseño se cuenta con los parámetros señalados en la Tabla 2.1, que constituyen las mejores condiciones de operación obtenidas de la ejecución del proyecto interno PII-DCN-003-2016. El tratamiento propuesto en el proyecto interno se divide en las etapas de: 1) pretratamiento salino, 2) formación del complejo, 3) tratamiento con reacción Fenton y 4) precipitación.

Tabla 2.1. Parámetros de tratamiento del efluente obtenidas de la ejecución del proyecto interno PII-DCN-003-2016

| Parámetro | Valor |
|---|--|
| Tipo de agente quelante | Ácido cítrico |
| Concentración de sulfato ferroso heptahidratado | 20 mM |
| Relación molar [Ión ferroso]:[Peróxido de hidrógeno] | 1:40 |
| Relación molar [Ión ferroso]:[Ácido cítrico] | 1:1 |
| pH de reacción Fenton | 4,50 |
| Concentración de cloruro de sodio | 20,00 g/L de efluente |
| Concentración de sólidos suspendidos y porcentaje de remoción | 14 170,00 mg/L |
| | 98,64 % de remoción con pretratamiento salino |
| Concentración de sólidos totales y porcentaje de remoción | 53 707,33 mg/L |
| | 68,03 % de remoción con pretratamiento salino |
| | 96,28 % de remoción con tratamiento del efluente |

El efluente fue caracterizado durante la investigación desarrollada en el proyecto interno y posee características finales que le permitirá ingresar, junto con las aguas

residuales del proceso productivo, al sistema de tratamiento físico-químico que posee la empresa.

La descarga del efluente del área de lavavajillas es discontinua por lo que se realizó un análisis de caudal en la empresa, mediante la determinación del caudal medio, mínimo y máximo diario, como se presenta en el Anexo I.

Además, se midió la temperatura del efluente con la aplicación del método estándar de *American Public Health Association (APHA) 2550B Temperature (1992)*. Se utilizó un termómetro de mercurio *in situ* para medir la temperatura. (p. 2 - 61).

Con base en los resultados obtenidos en el desarrollo del proyecto interno PII-DCN-003-2016, el sistema de tratamiento para el efluente está compuesto por cuatro etapas que poseen los siguientes procesos:

- Etapa de almacenamiento:
 - Homogeneización
 - Almacenamiento
- Etapa de pretratamiento:
 - Mezclado I
 - Sedimentación I
 - Filtración
- Etapa de tratamiento:
 - Sub etapa de formación del complejo ión ferroso-ácido cítrico:
 - Mezclado II
 - Mezclado III
 - Acondicionamiento I
 - Acondicionamiento II
 - Sub etapa de reacción Fenton:
 - Acondicionamiento III
 - Reacción
- Etapa de precipitación:
 - Acondicionamiento IV
 - Sedimentación II

Se efectuaron análisis complementarios para obtener la densidad, viscosidad dinámica, curvas de titulación, además de sólidos sedimentables en las etapas de pretratamiento y de precipitación, los cuales son necesarios para los balances de masa y energía. Los métodos utilizados se describen en el Anexo II.

2.1. ETAPA DE ALMACENAMIENTO

Corresponde al conjunto de procesos previos para homogeneizar y almacenar el efluente, preparándolo para el tratamiento por lotes.

El efluente, que proviene del área de producción de lavavajillas, ingresará al proceso de Homogeneización con el objetivo de estabilizar el pH, mejorar el rendimiento del tratamiento, reducir la superficie de filtración, mejorar el control de la dosificación de reactivos y proveer un flujo continuo para reactores de tipo *batch* (Metcalf & Eddy, 1995, pp. 233 - 234; Romero, 2004, p. 305). Posteriormente, el efluente homogeneizado se almacenará durante un tiempo de 8 h para conseguir que el tratamiento sea por lotes.

2.2. ETAPA DE PRETRATAMIENTO

Corresponde al conjunto de procesos para reducir los sólidos, tensoactivos y color.

El efluente pasará al Mezclado I donde se añadirá cloruro de sodio (NaCl), 20 g/L, que mejorará la precipitación de sólidos y tensoactivos (Mañunga, Gutiérrez, Rodríguez y Villareal, 2010, pp. 91 - 93).

A continuación, el efluente se dirigirá a la Sedimentación I donde precipitarán los sólidos totales y los sólidos en suspensión. Mediante un bombeo de fangos se espera remover, al finalizar cada turno, hasta un 68,03 % de sólidos totales, con base en los datos presentados en la Tabla 2.1, y un 60 % de sólidos en suspensión (Lin, 2007, p. 608; Metcalf & Eddy, 1995, pp. 552 - 553).

Entonces, el efluente pasará al proceso de Filtración, donde los sólidos en suspensión residuales serán retenidos en el lecho granular y removidos del sistema de tratamiento hasta en un 98,64 %, con base en los datos presentados en la Tabla 2.1. (Metcalf & Eddy, 1995, pp. 223 y 558 - 561).

2.3. ETAPA DE TRATAMIENTO

Corresponde al conjunto de sub etapas de formación del complejo ión ferroso-ácido cítrico y de reacción Fenton, al aplicar las mejores condiciones que se determinaron en la ejecución del proyecto interno.

2.3.1. SUB ETAPA DE FORMACIÓN DEL COMPLEJO IÓN FERROSO-ÁCIDO CÍTRICO

La formación del complejo empezará en el Mezclado II donde se añadirá agua y sulfato ferroso para formar la solución de sulfato ferroso, la concentración de ión ferroso (Fe^{2+}) en el efluente es 20 mM. El volumen de agua, en la que se disolverá el sulfato ferroso, corresponde al 5 % del volumen del efluente a tratar (Barbusinski, 2009, p. 91).

En el proceso de Mezclado III se añadirá agua y ácido cítrico para formar la solución de ácido cítrico. Con la relación molar 1:1 de $[\text{Fe}^{2+}]:[\text{ácido cítrico}]$ se determinará la cantidad de ácido cítrico a añadir. El volumen de agua, en la que se disolverá el ácido cítrico, corresponde al 5 % del volumen del efluente a tratar (Barbusinski, 2009, p. 91).

La solución de sulfato ferroso y de ácido cítrico se mezclarán con hidróxido de sodio (NaOH) en el Acondicionamiento I hasta alcanzar un valor de pH de 2,80 y formar el complejo ión ferroso-ácido cítrico. Para finalizar, en el Acondicionamiento II, se añadirá al complejo formado NaOH hasta alcanzar un valor de pH de 4,50.

2.3.2. SUB ETAPA DE REACCIÓN FENTON

El efluente pretratado pasará al Acondicionamiento III donde se añadirán el complejo ión ferroso-ácido cítrico y ácido sulfúrico (H₂SO₄) que permitirá ajustar el sistema a un valor de pH de 4,50; este valor de pH es requerido para que se produzca la reacción Fenton.

El mecanismo de reacción Fenton se puede describir de la siguiente forma: el H₂O₂ en presencia de Fe²⁺, que actúa como catalizador, genera los radicales •OH que oxidan a la materia orgánica. El proceso se retroalimenta con la reducción del Fe³⁺ que genera más Fe²⁺ y más radicales •OH. El mecanismo de reacción del proceso Fenton es bastante complejo, debido a que existen una serie de reacciones involucradas (Marín, 2013, p. 54; Rodríguez et al., 2010, p. 6). A continuación, en las Ecuaciones 2.1 a 2.3, se presentan las principales reacciones asociadas al proceso Fenton.



Para que se produzca la reacción Fenton, durante el proceso de Reacción, se añadirá al efluente peróxido de hidrógeno. Con la relación molar 1:40 de [Fe²⁺]:[H₂O₂] se determinará la cantidad de H₂O₂ que deberá ser añadida.

2.4. ETAPA DE PRECIPITACIÓN

Corresponde al conjunto de procesos para remover por precipitación los contaminantes generados durante la etapa de tratamiento y obtener el efluente tratado.

El efluente pasará al Acondicionamiento IV donde se añadirá hidróxido de sodio hasta llegar a un valor de pH de 12, que mejorará la precipitación de sólidos y metales añadidos al efluente durante la etapa de tratamiento (Blanco, 2009, p. 12).

Para finalizar el sistema, el efluente pasará a la Sedimentación II donde el proceso precipitará los sólidos totales y los sólidos en suspensión. Mediante un bombeo de fangos se espera remover, al finalizar cada turno, hasta un 96,28 % de sólidos totales, con base en los datos presentados en la Tabla 2.1, y un 60 % de sólidos en suspensión (Lin, 2007, p. 608; Metcalf & Eddy, 1995, pp. 552 - 553).

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

Para el diseño de la planta de tratamiento de aguas residuales, se consideraron criterios con base en normas, reglamentos y bibliografía especializada en diseño de plantas. Los criterios permitieron diseñar los equipos principales que se utilizarán en la planta y dimensionar los equipos secundarios y accesorios para su selección en catálogos.

Los equipos principales por diseñar son: tanque de homogeneización, sedimentadores, filtro granular, reactor Fenton, tanque de mezcla y tanque de acondicionamiento. Los equipos secundarios y accesorios corresponden a: tanques de almacenamiento, bombas, tuberías, válvulas y agitadores.

3.1. CRITERIOS DE DISEÑO PARA LOS EQUIPOS PRINCIPALES

3.1.1. TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN

Se determinó el volumen de operación del tanque de homogeneización con un diagrama de masas que se elaboró con el caudal del efluente que sale del área de lavavajillas durante un día y el caudal medio (Metcalf & Eddy, 1995, pp. 41 y 235 - 236; Romero, 2004, p. 306). Para determinar el volumen nominal del tanque, se utilizó un factor de seguridad de 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

Metcalf & Eddy (1995) describen que el tanque de homogeneización debe tener una geometría que permita el funcionamiento del tanque como un equipo de mezcla (p. 534), por lo tanto, el tanque se diseñó de forma cilíndrica con una ligera pendiente en el fondo para evitar la corrosión y facilitar el mantenimiento.

La norma estándar de *American Petroleum Institute (API) 650 Welded tanks for oil storage* (2013) en el anexo C describe que el rebosadero se debe instalar a 0,30 m desde la altura del tanque hacia abajo (p. C-5). Con base en este criterio, se

consideró colocar la boquilla de entrada a 0,30 m desde la altura del tanque hacia abajo y la de salida a 0,30 m desde el fondo del tanque hacia arriba (Romero, 2004, p. 331). Estos criterios se aplicaron en todos los equipos.

El espesor del tanque de homogeneización se determinó con la Ecuación 3.1. Además, Towler y Sinnott (2008) sugieren aumentar 4 mm al espesor calculado debido a la corrosión (pp. 984 - 985 y 1038). Este criterio se aplicó en todos los equipos.

$$T_t = \frac{\rho_L \times H_L \times g \times D_t}{2 \times S_t \times E \times 10^3} \quad [3.1]$$

Donde:

T_t = Espesor del tanque [mm]

ρ_L = Densidad del líquido [kg/m^3]

H_L = Altura del líquido [m]

g = Aceleración de la gravedad [$9,81 \text{ m/s}^2$]

D_t = Diámetro del tanque [m]

S_t = Tensión máxima permisible para el material del tanque [MPa]

E = Eficiencia de la junta (si se aplica)

Se concluyó que el polipropileno debe ser el material de construcción debido a que resiste la corrosión producida por agentes químicos, la tensión máxima permisible del polipropileno es 34 MPa (Cornish, 1997, p. 125; Graco Inc., 2013, p. 50). El tiempo de residencia del efluente en el tanque de homogeneización se calculó con la Ecuación 3.2 (Metcalf & Eddy, 1995, pp. 41 y 245).

$$t_r = \frac{V_{nom}}{Q_{opm}} \quad [3.2]$$

Donde:

t_r = Tiempo de residencia [h]

V_{nom} = Volumen nominal [m^3]

Q_{opm} = Caudal de operación máximo [m^3/h]

En la Tabla 3.1 se describen los criterios de diseño del tanque de homogeneización.

Tabla 3.1. Criterios de diseño del tanque de homogeneización

| Parámetro | Valor |
|-------------------------------|---------------|
| Profundidad | 1,50 - 2,00 m |
| Relación profundidad-diámetro | 1:1 |
| Pendiente de talud | 12:1 |

(Metcalf & Eddy, 1995, pp. 534 y 552; Romero, 2004, p. 331)

La sección I de la norma API 650 *Welded tanks for oil storage* (2013) describe que la temperatura de operación no debe exceder los 121 °C (p. 1-1), este criterio se aplicó para todos los equipos y la sección III de la citada norma, permitió determinar la temperatura de diseño del tanque con la Ecuación 3.3 (p. 3-1).

$$T_d = T_{amb} + 8 \text{ °C} \quad [3.3]$$

Donde:

T_d = Temperatura de diseño [°C]

T_{amb} = Temperatura ambiente [°C]

La sección 5 de la norma API 620 *Design and construction of large, welded, low-pressure storage tanks* (2002) describe que la presión de operación es igual a la presión que ejerce el líquido, debido a su peso en el fondo del tanque, más la presión atmosférica (p. 5-1). La Ecuación 3.4 se utilizó para determinar la presión de operación. La temperatura ambiente y la presión atmosférica en la parroquia Sangolquí son 17 °C y 562 mmHg, respectivamente (Gobierno Municipal de Rumiñahui, 2017).

$$P_{op} = (\rho_L \times g \times H_L) + P_{atm} \quad [3.4]$$

Donde:

P_{op} = Presión de operación [Pa]

P_{atm} = Presión atmosférica [Pa]

Towler y Sinnott (2008) describen que la presión de diseño debe ser un 10 % mayor sobre el valor de la presión de operación (p. 980), este criterio se aplicó en todos los equipos.

3.1.2. SEDIMENTADORES

Se determinó el área superficial de los sedimentadores con la Ecuación 3.5 (Metcalf & Eddy, 1995, p. 255).

$$A_s = \frac{Q_{op}}{V_c} \quad [3.5]$$

Donde:

A_s = Área superficial [m^2]

V_c = Carga de superficie [$m^3/m^2 \times d$]

Q_{op} = Caudal de operación media [m^3/d]

El tiempo de residencia se determinó con la Ecuación 3.6 (Organización Panamericana de la Salud, 2005a, p. 21).

$$t_{rs} = \frac{A_s \times H}{Q_{opm}} \quad [3.6]$$

Donde:

t_{rs} = Tiempo de residencia en el sedimentador [h]

H = Altura del sedimentador [m]

Q_{opm} = Caudal de operación máximo [m^3/h]

Se diseñó los sedimentadores de forma circular con una ligera pendiente en el fondo para acumular el fango producido (Metcalf & Eddy, 1995, p. 550). El diámetro del sedimentador se calculó con la Ecuación 3.7, al diámetro calculado se le aplicó un factor de seguridad de 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 38).

$$D = \left(\frac{4 \times A_s}{\pi} \right)^{1/2} \quad [3.7]$$

Donde:

D = Diámetro [m]

El efluente entrará y saldrá por la periferia del sedimentador, mientras que el fango producido se lo extraerá con una bomba hacia las piscinas destinadas para su recolección (Metcalf & Eddy, 1995, p. 552).

Las Ecuaciones 3.1, 3.3 y 3.4 se aplicaron para determinar el espesor, la temperatura de diseño y la presión de operación, respectivamente. Se concluyó que el polipropileno debe ser el material de construcción debido a que resiste la corrosión producida por agentes químicos (Graco Inc., 2013, pp. 43 - 44 y 50).

En la Tabla 3.2 se presentan los criterios de diseño de los sedimentadores.

Tabla 3.2. Criterios de diseño de los sedimentadores

| Parámetro | Valor |
|---|--|
| Tiempo de residencia | 2 - 6 h |
| Carga de superficie | 2 - 10 m ³ /m ² ×d |
| Altura del sedimentador | 1,50 - 2,50 m |
| Diámetro del sedimentador | 3 - 9 m |
| Pendiente de talud | 1:12 |
| Velocidad de salida del efluente del sedimentador | Inferior a 1 m/s |

(Metcalf & Eddy, 1995, p. 552; Organización Panamericana de la Salud, 2005a, p. 18)

3.1.3. FILTRO GRANULAR

El diseño del filtro granular dependió de la pérdida de carga admisible del fluido a través del lecho. Rigola (1999) sugiere construir dos unidades de filtración cilíndricas y en paralelo (pp. 67 y 69).

El funcionamiento del filtro granular es semicontinuo con lecho dual (antracita y arena), que permite una filtración de gruesa a fina con flujo descendente (Metcalf & Eddy, 1995, p. 285; Romero, 2004, p. 670). Se calculó la pérdida de carga en un medio granular formado por antracita y arena con las Ecuaciones 3.8 a 3.10 (Metcalf & Eddy, 1995, pp. 306 - 308).

$$N_R = \frac{d \times v_s \times \rho_L}{\mu_L} \quad [3.8]$$

$$C_D = \frac{24}{N_R} + \frac{3}{\sqrt{N_R}} + 0,34 \quad [3.9]$$

$$h = \frac{1,067}{\phi} \times C_D \times \frac{1}{\alpha^4} \times \frac{H}{d} \times \frac{v_s^2}{g} \quad [3.10]$$

Donde:

N_R = Número de Reynolds

d = Diámetro del grano [m]

v_s = Velocidad de filtración [m/s]

μ_L = Viscosidad dinámica del líquido [$N \times s/m^2$]

C_D = Coeficiente de arrastre

h = Pérdida de carga [m]

ϕ = Factor de forma de las partículas

α = Porosidad de la partícula [0,4]

H = Profundidad del lecho filtrante [m]

En la Tabla 3.3 se describen las propiedades de la antracita y la arena.

Con las Ecuaciones 3.5, 3.6 y 3.7 se determinaron el área superficial, el tiempo de residencia y el diámetro, respectivamente. Al diámetro calculado se le aplicó un factor de seguridad de 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 38). A la altura del filtro calculado se le debió aumentar la pérdida de carga y 0,3 m debido a la instalación de la boquilla de entrada del efluente.

Tabla 3.3. Propiedades de la antracita y arena

| Propiedades | Valor |
|---------------------------|---------|
| Diámetro antracita | 1,30 mm |
| Diámetro arena | 0,65 mm |
| Factor de forma antracita | 0,73 |
| Factor de forma arena | 0,82 |

(Metcalf & Eddy, 1995, pp. 306 y 773)

En la Tabla 3.4 se especifican los criterios de diseño del filtro granular.

Tabla 3.4. Criterios de diseño para el filtro granular

| Parámetro | Valor |
|--|---|
| Relación diámetro-altura | 1:1 y 1:4 |
| Espesor de antracita en el filtro | 0,30 - 0,75 m |
| Espesor de arena en el filtro | 0,15 - 0,30 m |
| Altura de soporte para el lecho | 0,30 m |
| Carga de superficie de filtración | 175 - 470 m ³ /m ² ×d |
| Carga de superficie del agua de lavado | 880 - 1 470 m ³ /m ² ×d |
| Velocidad del efluente | 0,90 - 2,00 m/s |
| Velocidad del agua de lavado | 1,50 - 3,00 m/s |

(Metcalf & Eddy, 1995, p. 763; Organización Panamericana de la Salud, 2005b, p. 15; Romero, 2004, p. 672)

Las Ecuaciones 3.1, 3.3 y 3.4 se aplicaron para determinar el espesor, la temperatura de diseño y la presión de operación, respectivamente. Se concluyó que el polipropileno debe ser el material de construcción debido a que resiste la corrosión producida por agentes químicos (Graco Inc., 2013, p. 50).

3.1.4. REACTOR FENTON

El reactor Fenton se diseñó de tipo *batch*, Towler y Sinnott (2008) justifican el uso de este tipo de reactor en procesos a pequeña escala (p. 627).

Rodríguez et al. (2010) destacan que no todos los compuestos orgánicos presentes en el efluente reaccionan a la misma velocidad con el radical $\bullet\text{OH}$ y el radical hidropéroxilo ($\text{HO}_2\bullet$) que es menos reactivo (pp. 6 - 7). Por lo tanto, es necesario conocer la cinética de la reacción para determinar el tiempo de residencia en el reactor. El orden de reacción es importante para el diseño del reactor e Isch (2016) describe que las reacciones que se producen en los POAs son de pseudo primer orden y se describen con las Ecuaciones 3.11 y 3.12 (p. 27).



$$r_A = -\frac{d[A]}{dt} \quad [3.12]$$

Donde:

r_A = Velocidad de desaparición de A [$\text{mol}/\text{m}^3 \times \text{s}$]

k = Constante cinética de pseudo primer orden de la reacción [s^{-1}]

$[A]$ = Concentración de A [mol/m^3]

La constante cinética de la reacción se determinó por medio del método integral que sirve para ajustar reacciones elementales mono moleculares irreversibles. Con la aplicación de este método se graficó $\ln[A]$ versus tiempo al aplicar la Ecuación 3.13 (Levenspiel, 2004, p. 41).

$$\ln[A] = \ln[A]_0 - k \times t \quad [3.13]$$

De la Ecuación 3.13 se deduce que la constante cinética de la reacción es igual a menos la pendiente.

Durante la investigación se determinó que el parámetro DQO necesitó un tiempo de 150 min para alcanzar su máxima remoción; este tiempo fue el más alto en comparación al que necesitaron, para obtener su máxima remoción, los tensoactivos y el color que son 15 y 60 min, respectivamente. Por lo tanto, la cinética de reacción fue establecida con base en el parámetro DQO. En la Tabla

3.5 se presentan los valores de disminución de DQO en función del tiempo obtenido de la ejecución del proyecto interno PII-DCN-003-2016.

Tabla 3.5. Valores de la disminución de DQO en función del tiempo durante la reacción Fenton obtenido de la ejecución del proyecto interno PII-DCN-003-2016

| Tiempo [min] | DQO [mg/L] |
|--------------|------------|
| 0 | 4 210 |
| 15 | 4 135 |
| 30 | 3 355 |
| 60 | 2 880 |
| 90 | 2 195 |
| 120 | 1 900 |
| 150 | 1 825 |

El tiempo de reacción se determinó con la Ecuación 3.14. La ecuación se utilizó para el diseño del reactor tipo *batch* (Fogler, 2008, p. 40).

$$t_{rx} = N_{A0} \times \int_0^x \frac{d_x}{-r_A \times V_r} \quad [3.14]$$

Donde:

t_{rx} = Tiempo de reacción [s]

N_{A0} = Numero de moles iniciales de A [mol]

V_r = Volumen del reactor [m³]

x = Conversión de A

Fogler (2008) describe que, si durante la reacción no existe un cambio de densidad y de volumen significativo, el volumen dentro del reactor permanece constante y la velocidad de reacción se simplifica a la Ecuación 3.15 (pp. 103 - 104).

$$r_A = k \times [A]_0 \times (1 - x) \quad [3.15]$$

La conversión de la DQO durante la reacción Fenton fue del 56,65 %, valor obtenido de la ejecución del proyecto interno PII-DCN-003-2016. El volumen del reactor se

determinó con base en el balance de masa durante el proceso de Reacción que se presenta en el acápite AIII.11. Para determinar el volumen nominal del reactor tipo *batch* se utilizó un factor de seguridad de 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

El reactor se diseñó de forma cilíndrica y en posición vertical cuya relación altura-diámetro es igual a 1:1 (Romero, 2004, p. 331). Las Ecuaciones 3.1, 3.3 y 3.4 se aplicaron para determinar el espesor, la temperatura de diseño y la presión de operación, respectivamente. Se concluyó que el polipropileno debe ser el material de construcción debido a que resiste la corrosión producida por agentes químicos (Graco Inc., 2013, p. 46).

3.1.5. TANQUES DE ACONDICIONAMIENTO Y MEZCLA

El volumen de operación del tanque de acondicionamiento y de mezcla se determinó con la Ecuación 3.16 (Metcalf & Eddy, 1995, p. 245). El volumen nominal se calculó con un factor de seguridad de 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

$$V_{op} = \frac{m}{\rho_L} \quad [3.16]$$

Donde:

V_{op} = Volumen de operación [m³]

m = Masa [kg]

Las Ecuaciones 3.1, 3.3 y 3.4 se aplicaron para determinar el espesor, la temperatura de diseño y la presión de operación, respectivamente. Se concluyó que el polipropileno debe ser el material de construcción debido a que resiste la corrosión producida por agentes químicos (Graco Inc., 2013, pp. 13, 25 y 43 - 46) Se diseñó los tanques de forma cilíndrica y en posición vertical con una relación altura-diámetro igual a 1:1 (Romero, 2004, p. 331). Se determinó el tiempo de residencia con base en los datos de la Tabla 3.6; se concluyó que el tiempo debía ser de 20 min en los Procesos de Mezclado y Acondicionamiento.

Tabla 3.6. Tiempos de residencia típicos en los procesos de mezclado

| Proceso | Tiempo de residencia |
|----------------------------|----------------------|
| Floculación típica | 10 - 30 min |
| Mezcla para neutralización | 5 - 30 min |

(Metcalf & Eddy, 1995, p. 245; Romero, 2004, p. 331)

En la Tabla 3.7 se describe la densidad a temperatura ambiente de la parroquia Sangolquí y la capacidad calorífica a presión constante de los reactivos que se utilizaron en el diseño de la planta de tratamiento.

Tabla 3.7. Densidad a 17 °C y capacidad calorífica de los reactivos que se utilizaron en el diseño de la planta de tratamiento

| Reactivo | Densidad [kg/m ³] | Capacidad calorífica [J/kg×K] |
|------------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|
| Ácido cítrico sólido | 1 540,00 | 1 180,00 |
| Sulfato ferroso sólido | 1 897,00 | 1 443,00 |
| Cloruro de sodio sólido | 2 165,00 | 859,00 |
| Hidróxido de sodio 10 N o 30 % m/m | 1 329,50 | 3 277,00 |
| Ácido sulfúrico 10 N o 40 % m/m | 1 288,66 | 2 207,00 |
| Peróxido de hidrógeno 30 % m/m | 1 112,20 | 1 271,00 |
| Agua | 998,78 | 4 181,00 |

(Perry, Green y Maloney, 2001, pp. 2-98, 2-108, 2-112, 2-114, 2-126, 2-173, 2-175, 2-192, 2-253 y 2-353)

3.2. CRITERIOS DE DISEÑO PARA LOS EQUIPOS SECUNDARIOS Y ACCESORIOS

3.2.1. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Los tanques de almacenamiento se utilizarán para almacenar el ácido sulfúrico, el hidróxido de sodio, el peróxido de hidrógeno 30 % y el agua. Los criterios descritos en el acápite 3.1.5 se aplicaron para el dimensionamiento de los tanques de almacenamiento; se concluyó que el polipropileno debe ser el material de

construcción debido a que resiste la corrosión producida por agentes químicos (Graco Inc., 2013, pp. 13, 25 y 43 - 46).

El ácido sulfúrico 10 N y el hidróxido de sodio 10 N se utilizarán para modificar el pH del proceso, se instalará un sistema de control si-no en el tanque de acondicionamiento, el reactor Fenton y el sedimentador secundario para controlar la dosificación de los reactivos, la señal que se enviará a la válvula de control provendrá de un sensor de pH sumergible (Romero, 2004, pp. 331 y 334).

3.2.2. BOMBAS

Se determinó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17 (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p. 210).

$$\frac{P_1}{\rho_L \times g} + \frac{v_1^2}{2 \times g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\rho_L \times g} + \frac{v_2^2}{2 \times g} + z_2 + h_{f1 \rightarrow 2} \quad [3.17]$$

Donde:

P_1 = Presión en el punto 1 [Pa]

P_2 = Presión en el punto 2 [Pa]

v_1 = Velocidad en el punto 1 [m/s]

v_2 = Velocidad en el punto 2 [m/s]

z_1 = Altura en el punto 1 [m]

z_2 = Altura en el punto 2 [m]

$h_{f1 \rightarrow 2}$ = Pérdida de carga desde el punto 1 a 2 [m]

H_B = Altura total de bombeo [m]

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18 (Streeter et al., 2000, p. 290).

$$h_f = f \times \frac{L_t}{D_{tb}} \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad [3.18]$$

Donde:

h_f = Pérdida de carga en tuberías [m]

f = Factor de fricción

L_t = Longitud de la tubería [m]

D_{tb} = Diámetro de la tubería [m]

El factor de fricción se obtuvo con base en el Diagrama de Moody, que se presenta en la Figura AVIII. El diagrama relaciona el número de Reynolds y la rugosidad relativa que se calculó con la Ecuación 3.19 (Streeter et al., 2000, p. 293).

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D_{tb}} \quad [3.19]$$

Donde:

ε = Rugosidad absoluta del material

La rugosidad absoluta del polipropileno es 0,007 mm (Cornish, 1997, p. 125).

Para accesorios, la pérdida de carga se calculó con la Ecuación 3.20 (Streeter et al., 2000, p. 301).

$$h_{fac} = K \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad [3.20]$$

Donde:

h_{fac} = Pérdida de carga en accesorios [m]

K = Coeficiente de pérdida de carga en accesorios

v = Velocidad del fluido [m/s]

Los valores del coeficiente de pérdida de carga para diferentes accesorios se presentan en la Tabla 3.8.

La potencia hidráulica se determinó con la Ecuación 3.21 (Grundfos Management A/S, 2011, p. 38).

$$P_{\text{hyd}} = H_B \times g \times \rho_L \times Q_{\text{op}} \quad [3.21]$$

Donde:

P_{hyd} = Potencia hidráulica [W]

Q_{op} = Caudal de operación [m^3/s]

H_B = Altura total de bombeo [m]

Tabla 3.8. Coeficientes de pérdidas de carga para diferentes accesorios

| Accesorio | Coeficientes de pérdidas de carga |
|--|-----------------------------------|
| Válvula de bola completamente abierta | 10,00 |
| Válvula check completamente abierta | 2,50 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 0,19 |
| Tee estándar | 1,80 |
| Codo estándar | 0,90 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1,00 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 0,50 |

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

Se determinó la potencia real de la bomba con la Ecuación 3.22, al que se aplicó un factor de seguridad de 10 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37; Towler y Sinnott, 2008, p. 251).

$$\eta_{\text{bomba}} = \frac{P_{\text{hyd}}}{P_{\text{real}}} \quad [3.22]$$

Donde:

P_{real} = Potencia real de la bomba [HP]

η_{bomba} = Eficiencia de la bomba

La eficiencia de la bomba centrífuga se encuentra entre el 45 y 70 %, mientras que la eficiencia de la bomba recíprocante entre el 40 y 50 % (McCabe, Smith y Harriott, 2007, p. 221; Towler y Sinnott, 2008, p. 252).

Con la Ecuación 3.23 se calculó la cabeza neta de succión positiva (NPSH) que Streeter et al. (2000) lo define como la condición de succión mínima para evitar la cavitación en una turbo máquina (p. 536).

$$\text{NPSH} = \frac{v_e^2}{2 \times g} \quad [3.23]$$

Donde:

NPSH = Cabeza neta de succión positiva [m]

v_e = Velocidad de entrada [m/s]

La compañía Grundfos España S.A. (2008) sugiere un margen de seguridad para el NPSH de 1,0 a 1,5 m, si la bomba se encuentra en posición horizontal y de 2,0 a 2,5 m, si la bomba se encuentra en posición vertical (p. 15).

La altura total dinámica (TDH) se calculó con la Ecuación 3.24 (Grundfos Management A/S, 2011, p. 102), mientras que el cabezal estático de succión y de descarga se calcularon con la Ecuación 3.25.

$$\text{TDH} = H_d + H_{fd} - H_s + H_{fs} \quad [3.24]$$

$$H_d \text{ ó } H_s = \rho_L \times g \times H_L \quad [3.25]$$

Donde:

TDH = Altura total dinámica [Pa]

H_d = Cabezal estático en la descarga [Pa]

H_{fd} = Pérdidas en la descarga [Pa]

H_s = Cabezal estático en la succión [Pa]

H_{fs} = Pérdidas en la succión [Pa]

ρ_L = Densidad del líquido [kg/m^3]

H_L = Altura del líquido [m]

g = Aceleración de la gravedad [$9,81 \text{ m/s}^2$]

Las pérdidas en la succión y la descarga, al igual que el cabezal estático de succión y de descarga, se encuentran en unidad de longitud; para determinar el TDH las pérdidas y el cabezal estático deben estar en unidad de presión, por lo tanto, se multiplicó por la densidad del efluente y la aceleración de la gravedad, como se observa en la Ecuación 3.25.

En la Tabla 3.9 se presentan el rango de velocidad permisible de acuerdo con el tipo de bomba que se utilizó en el diseño de la planta, con base en la norma *American Petroleum Institute (API) 14 E Recommended practice for design and installation of offshore production platform piping systems* (1991).

Tabla 3.9. Rango de velocidades permisibles de succión y descarga para bomba recíprocante y centrífuga

| Bomba | Velocidad de succión [m/s] | Velocidad de descarga [m/s] |
|--------------|----------------------------|-----------------------------|
| Recíprocante | 0,3 - 0,6 | 0,9 - 1,8 |
| Centrífuga | 0,6 - 0,9 | 1,8 - 2,7 |

(*American Petroleum Institute*, 1991, p. 21)

Las bombas recíprocantes se utilizaron para los lodos, Metcalf & Eddy (1995) sugieren utilizar una bomba de tipo émbolo (p. 885). Las bombas centrífugas se usaron en el resto de la planta y deben tener un paso libre mínimo de 100 mm (Grundfos España S.A., 2008, p. 19).

3.2.3. TUBERÍAS

Se calculó la velocidad del efluente por las tuberías con la Ecuación 3.26 y se utilizó la norma de *American Standards Association (ASA)* referenciada por Mills (1995) para determinar la cédula de las tuberías (p. 889). La citada norma se encuentra en la Figura AIX.

$$v_t = \frac{Q_{op}}{A_{st}} \quad [3.26]$$

Donde:

A_s = Área transversal de la tubería [m²]

v_t = Velocidad en la tubería [m/s]

Q_{op} = Caudal de operación [m³/s]

La norma de *American Society of Mechanical Engineers (ASME) B31.3 Process piping guide* (2009) describe que la presión y la temperatura de diseño de las tuberías deben ser las máximas condiciones a las que son sometidas (p. 26).

El material de las tuberías será polipropileno debido a que resiste altas temperaturas y presiones, además de poseer una alta resistencia al impacto y a la corrosión producida por agentes químicos (Cornish, 1997, p. 54).

3.2.4. VÁLVULAS

La selección y modo de apertura de las válvulas se realizó con base en los criterios que se encuentran en el anexo D de la norma *ASME B31.3 Process piping guide*. La citada norma se encuentra en la Figura AX. El coeficiente de descarga de la válvula se calculó con la Ecuación 3.27 (Guerra, 2007, p. 190).

$$C_v = 1,169 \times K \quad [3.27]$$

Donde:

C_v = Coeficiente de descarga de la válvula [gpm/psi^{1/2}]

K = Coeficiente de pérdida de carga en válvulas

El coeficiente de pérdida es característico de cada válvula y se encuentra en la Tabla 3.8.

Al coeficiente de descarga calculado se aplicó un factor de seguridad de 20 % (Guerra, 2007, p. 187).

3.2.5. AGITADORES

Las Ecuaciones 3.28 a 3.33 se utilizaron para el dimensionamiento de los impulsores y deflectores (Metcalf & Eddy, 1995, p. 247).

$$D_a = \frac{1}{3} \times D_t \quad [3.28]$$

$$W = \frac{1}{5} \times D_a \quad [3.29]$$

$$L = \frac{1}{4} \times D_a \quad [3.30]$$

$$E = \frac{1}{3} \times D_t \quad [3.31]$$

$$S = \frac{1}{4} \times D_t \quad [3.32]$$

$$J = \frac{1}{10} \times D_t \quad [3.33]$$

Donde:

D_a = Diámetro del impulsor [m]

D_t = Diámetro del tanque [m]

W = Ancho de las palas del impulsor [m]

L = Longitud de las palas del impulsor [m]

E = Altura del impulsor respecto del fondo [m]

S = Diámetro del disco central del impulsor [m]

J = Ancho del deflector [m]

La selección del tipo de impulsor se realizó con ayuda de la Figura 3.1, en la cual el impulsor a seleccionar depende del volumen del equipo y de la viscosidad del efluente.

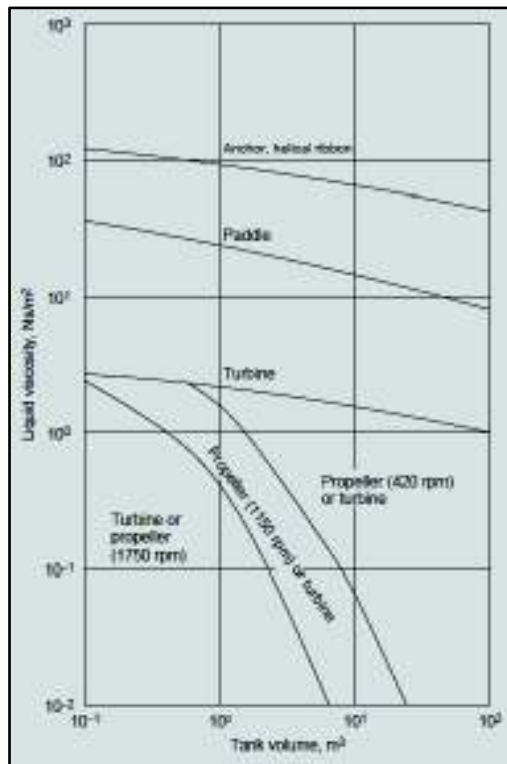


Figura 3.1. Guía de selección del tipo de impulsor
(Towler y Sinnott, 2008, p. 617)

La Figura 3.2 representa un esquema de un agitador en un tanque con deflectores. La figura se utilizó para el dimensionamiento del sistema de agitación.

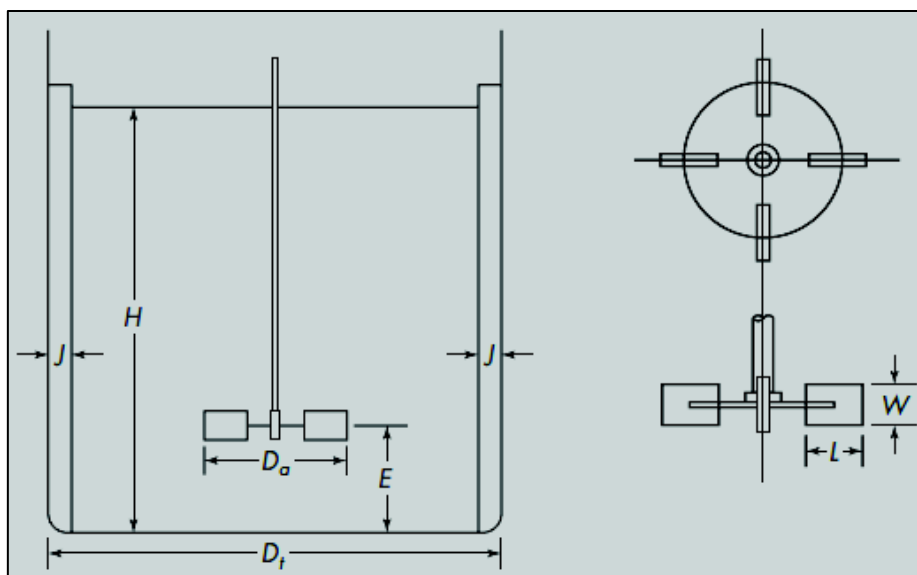


Figura 3.2. Esquema de un agitador con deflectores
(McCabe et al., 2007, p. 263)

La potencia del sistema de agitación depende del régimen del fluido, Metcalf & Eddy (1995) sugieren utilizar la Ecuación 3.34 para determinar si el régimen es laminar o turbulento (pp. 247 - 248).

$$N_R = \frac{D_a^2 \times \eta \times \rho_L}{\mu_L} \quad [3.34]$$

Donde:

N_R = Número de Reynolds

η = Velocidad del impulsor [rev/s]

Se determinó la potencia del agitador con base en el siguiente criterio, si el régimen calculado es laminar ($N_R < 10$) se calculó la potencia con la Ecuación 3.35, y si el régimen calculado es turbulento ($N_R > 10\ 000$) se calculó la potencia con la Ecuación 3.36 (McCabe et al., 2007, p. 274).

$$P = k_m \times \mu_L \times \eta^2 \times D_a^3 \quad [3.35]$$

$$P = k_m \times \rho_L \times \eta^3 \times D_a^5 \quad [3.36]$$

Donde:

P = Potencia del sistema de agitación [W]

k_m = Coeficiente del impulsor para determinar la potencia en el mezclado

En la Tabla 3.10 se presentan los valores de k_m y la velocidad del impulsor.

Tabla 3.10. Valores de coeficiente y velocidad del impulsor

| Impulsor | k_m para régimen laminar | k_m para régimen turbulento | Velocidad [rpm] |
|--|----------------------------|-------------------------------|---|
| Hélice, paso cuadrado, 3 palas | 41,00 | 0,32 | Hélices pequeñas 1 150 ó 1 750 Hélices grandes 400 - 800 |
| Turbina, disco de 4 palas inclinadas 45° | 44,50 | 1,27 | 20 - 150 |

(McCabe et al., 2007, pp. 261 y 278)

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BPD Y DIAGRAMAS DE FLUJO PFD

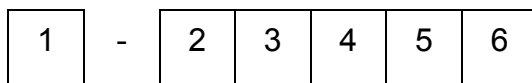
La norma de la Organización Internacional de Normalización (ISO) 10628:1997 Diagrama de flujo de plantas de proceso. Reglas generales (2001) establece que el diagrama de bloques (BFD) representa un proceso de una forma simple, por medio de recuadros rectangulares unidos por líneas con flechas y la información básica que debe tener corresponde a las condiciones de operación características, la denominación de los recuadros y de las corrientes (pp. 8 - 10).

El diagrama de flujo del proceso (PFD) es la representación esquemática, unida mediante líneas, del proceso. La representación simboliza los equipos que se utilizaron en el diseño de la planta (Organización Internacional de Normalización, 2001, p. 10). La información básica que debe tener el diagrama PFD corresponde al equipo, las condiciones de operación, el balance de masa, las válvulas esenciales y el sistema de control básico, además de la denominación de los equipos y de las corrientes principales (Organización Internacional de Normalización, 2001, p. 10; Petróleos de Venezuela S.A., 1994, p. 2).

La representación esquemática se realizó con el uso del anexo A del Manual de Ingeniería de Diseño, Volumen 15, de Petróleos de Venezuela S.A. y el apéndice A del libro *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* de los autores Towler y Sinnott. Para la codificación de los equipos se utilizó la norma de *Process Industry Practices (PIP) PIC001 Piping and Instrumentation Diagram Documentation Criteria*; la codificación del sistema de control se realizó con el uso del anexo E del Manual de Ingeniería de Diseño, Volumen 15, de Petróleos de Venezuela S.A.

Se utilizó el software *Autodesk AutoCAD P&ID 2016*, versión estudiantil, para realizar los diagramas de la planta.

La identificación de los equipos se realizó de la siguiente forma (Petróleos de Venezuela S.A., 1994, p. 41).



Donde:

Campo 1 = Código del equipo (*Process Industry Practices*, 2008, p. 15)

Campo 2 = Un dígito que identifica la planta

Campo 3 = Un dígito que identifica el código del área

Campo 4 y 5 = Número del equipo, va desde 01 al 99

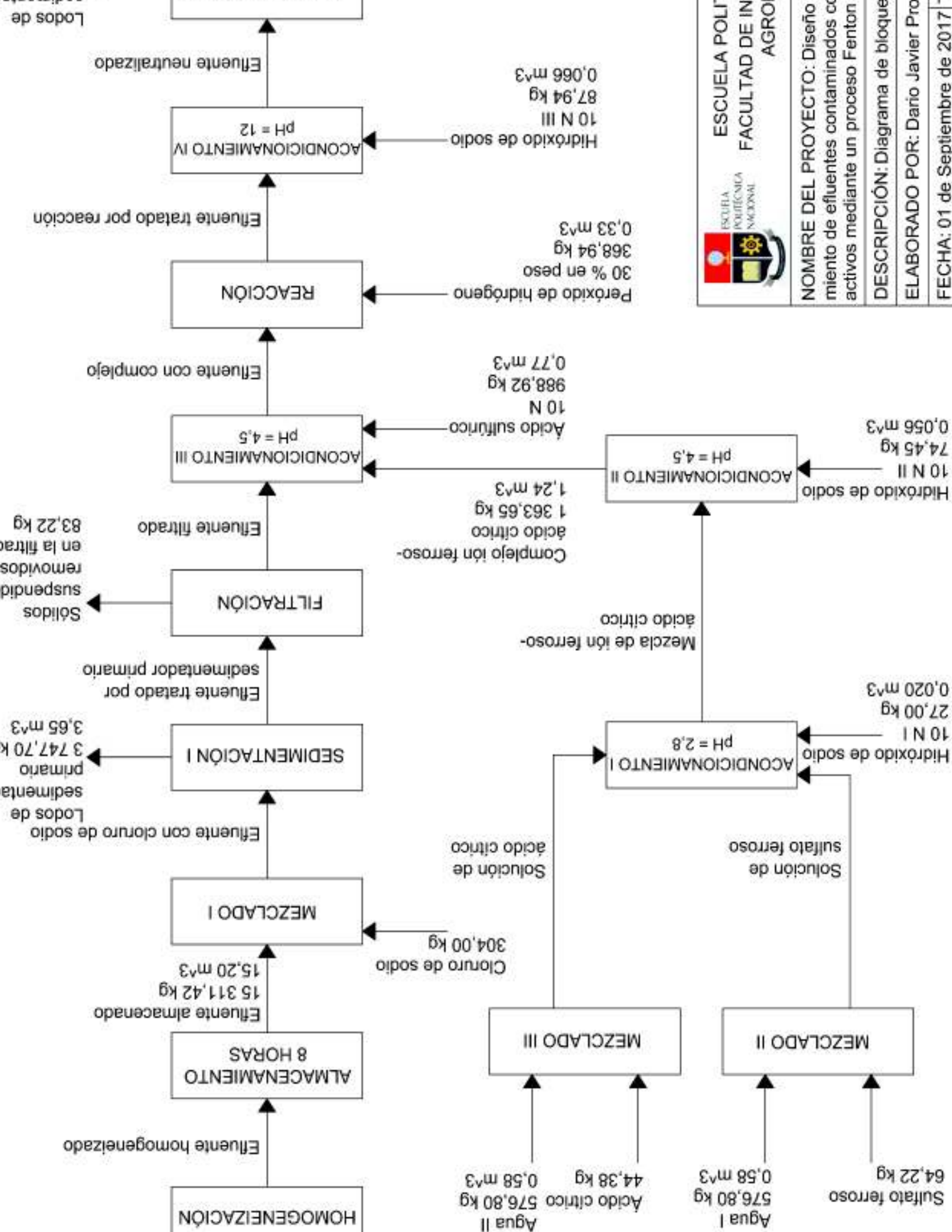
Campo 6 = Una o varias letras para identificar duplicado de equipos

En la Tabla 4.1 se presenta el código de los equipos y del sistema de control básico utilizado en los diagramas PFD.

Tabla 4.1. Código de los equipos y del sistema de control utilizado en los diagramas PFD

| Equipo o sistema de control | Código |
|-------------------------------------|--------|
| Tanque | TK |
| Equipo misceláneo | U |
| Reactor | R |
| Bomba | P |
| Agitador mecánico | A |
| Controlador de nivel | LC |
| Controlador de caudal | FC |
| Registrador controlador de análisis | ARC |

La Figura 4.1 presenta el diagrama de bloques BPD de la planta de tratamiento y las Figuras 4.2, 4.3 y 4.4 presentan los diagramas de flujo PFD. Se dividió la planta en tres áreas, en el Área 01 se encuentran las etapas de almacenamiento y pretratamiento del efluente, en el Área 02 se encuentran los tanques de almacenamiento y la subetapa de formación del complejo, mientras que en el Área 03 se encuentran la sub etapa de reacción Fenton y la etapa de precipitación de los contaminantes generados durante la reacción.



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de un sistema de tratamiento de efluentes contaminados con metales pesados mediante un proceso Fenton
DESCRIPCIÓN: Diagrama de flujo del proceso de tratamiento
ELABORADO POR: Darío Javier Proa
FECHA: 01 de Septiembre de 2017

Bomba centrífuga de efluente homogenizado
Potencia = 1/4 HP
Capacidad = 1,90 m³/3h; TDH = 11,81 psi

Filtro granular
Diámetro = 0,30 m; Altura = 2,00 m
Pg = 15,18 psi; Td = 25 °C

Bomba centrífuga de efluente homogenizado
Potencia = 1/4 HP
Capacidad = 1,90 m³/3h; TDH = 11,81 psi

Bomba centrífuga de recirculación de U-1101A/B
Potencia = 1 HP
Capacidad = 15,20 m³/3h; TDH = 5,22 psi

P-1103A/B

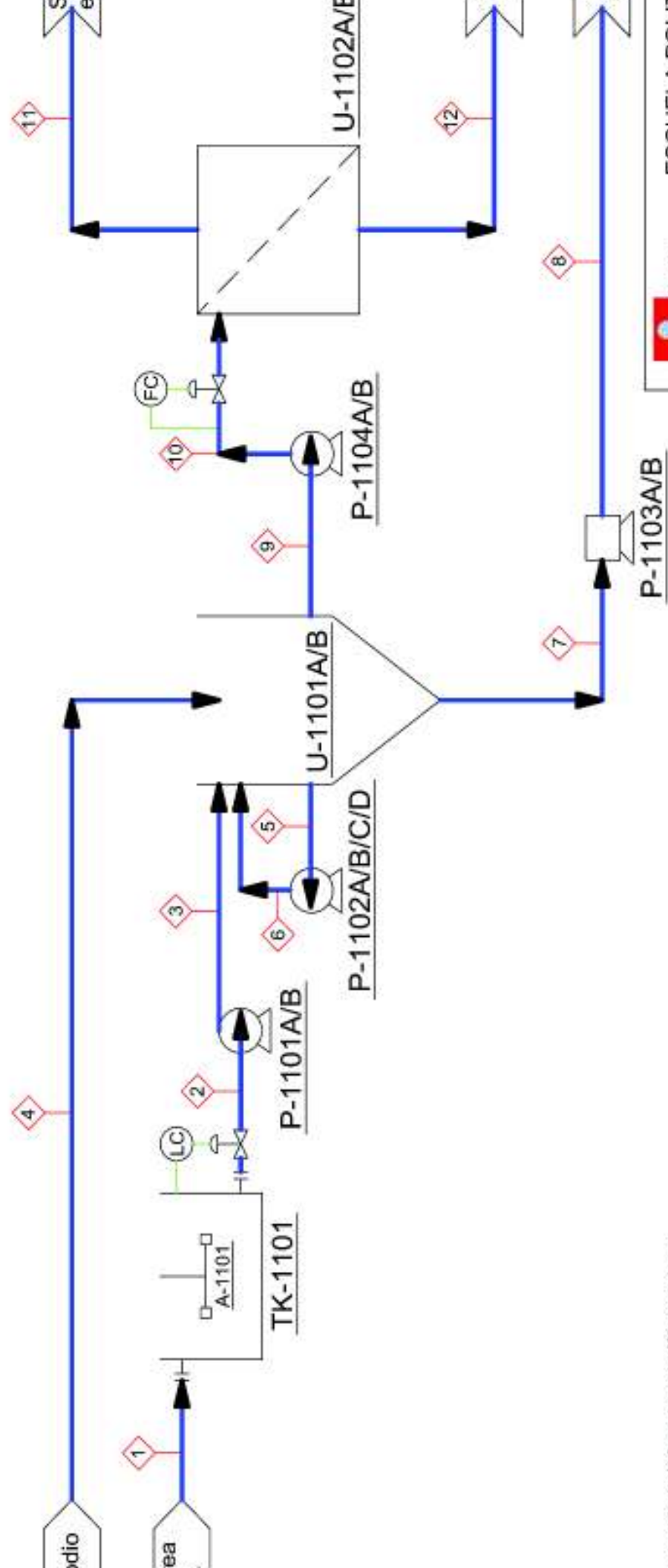
Bomba de émbolo de lodos de sedimentador primario
Potencia = 1/4 HP
Capacidad = 3,65 m³/3h; TDH = 2,23 psi

P-1104A/B

Bomba centrífuga de efluente tratado por sedimentador primario
Potencia = 3/4 HP
Capacidad = 5,88 m³/3h; TDH = 7,80 psi

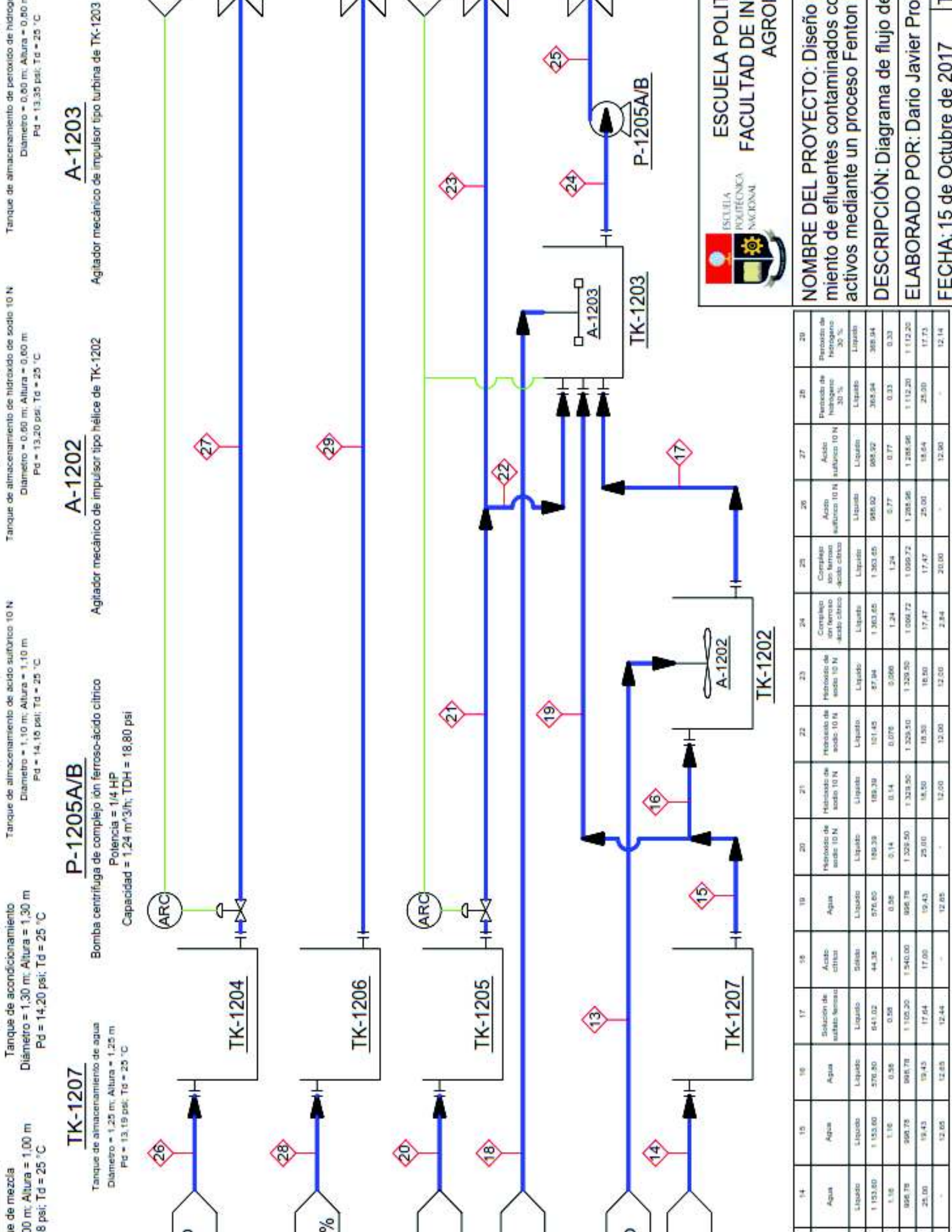
A-1101

Agitador mecánico de impulsor tipo turbina de TK-1101



en por unidades kg/h para masa y m³/h para volumen
masa y volumen se calculo para un lote de 8 h

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 |
|------------------------------|-----------------------|-----------------------|-----------------|--|--|--------------------------------|--------------------------------|--|--|------------------------------------|-------------------|
| Efluente de área de lavajfla | Efluente homogenizado | Efluente homogenizado | Cierre de scodo | Efluente de recirculación de U-1101A/B | Efluente de recirculación de U-1101A/B | Lodos de sedimentador primario | Lodos de sedimentador primario | Efluente tratado por sedimentador primario | Efluente tratado por sedimentador primario | Sólidos removidos en la filtración | Efluente filtrado |
| Líquido | Líquido | Líquido | Sólido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Sólido | Líquido |
| 1 913,93 | 1 913,93 | 1 913,93 | 304,00 | 15 615,42 | 15 615,42 | 3 747,70 | 3 747,70 | 11 867,72 | 11 867,72 | 63,22 | 11 784,50 |
| 1,90 | 1,90 | 1,90 | - | 15,20 | 15,20 | 3,65 | 3,65 | 11,55 | 11,55 | - | 11,55 |
| 1 007,33 | 1 007,33 | 1 007,33 | 2 165,00 | 1 027,33 | 1 027,33 | 1 027,33 | 1 027,33 | 1 027,33 | 1 027,33 | - | 1 020,30 |
| 55,50 | 50,50 | 50,50 | 17,00 | 36,52 | 36,52 | 36,52 | 36,52 | 36,52 | 36,52 | 34,91 | 34,91 |
| - | 5,22 | 11,76 | - | 3,94 | 8,00 | 3,61 | 5,15 | 6,29 | 8,23 | - | 13,80 |



Tanque de acondicionamiento
Diámetro = 1,30 m; Altura = 1,30 m
Pd = 14,20 psi; Td = 25 °C

Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N
Diámetro = 1,10 m; Altura = 1,10 m
Pd = 14,10 psi; Td = 25 °C

Tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N
Diámetro = 0,60 m; Altura = 0,60 m
Pd = 13,20 psi; Td = 25 °C

Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 %
Diámetro = 0,60 m; Altura = 0,60 m
Pd = 13,35 psi; Td = 25 °C

TK-1207

Tanque de almacenamiento de agua
Diámetro = 1,25 m; Altura = 1,25 m
Pd = 13,15 psi; Td = 25 °C

P-1205A/B

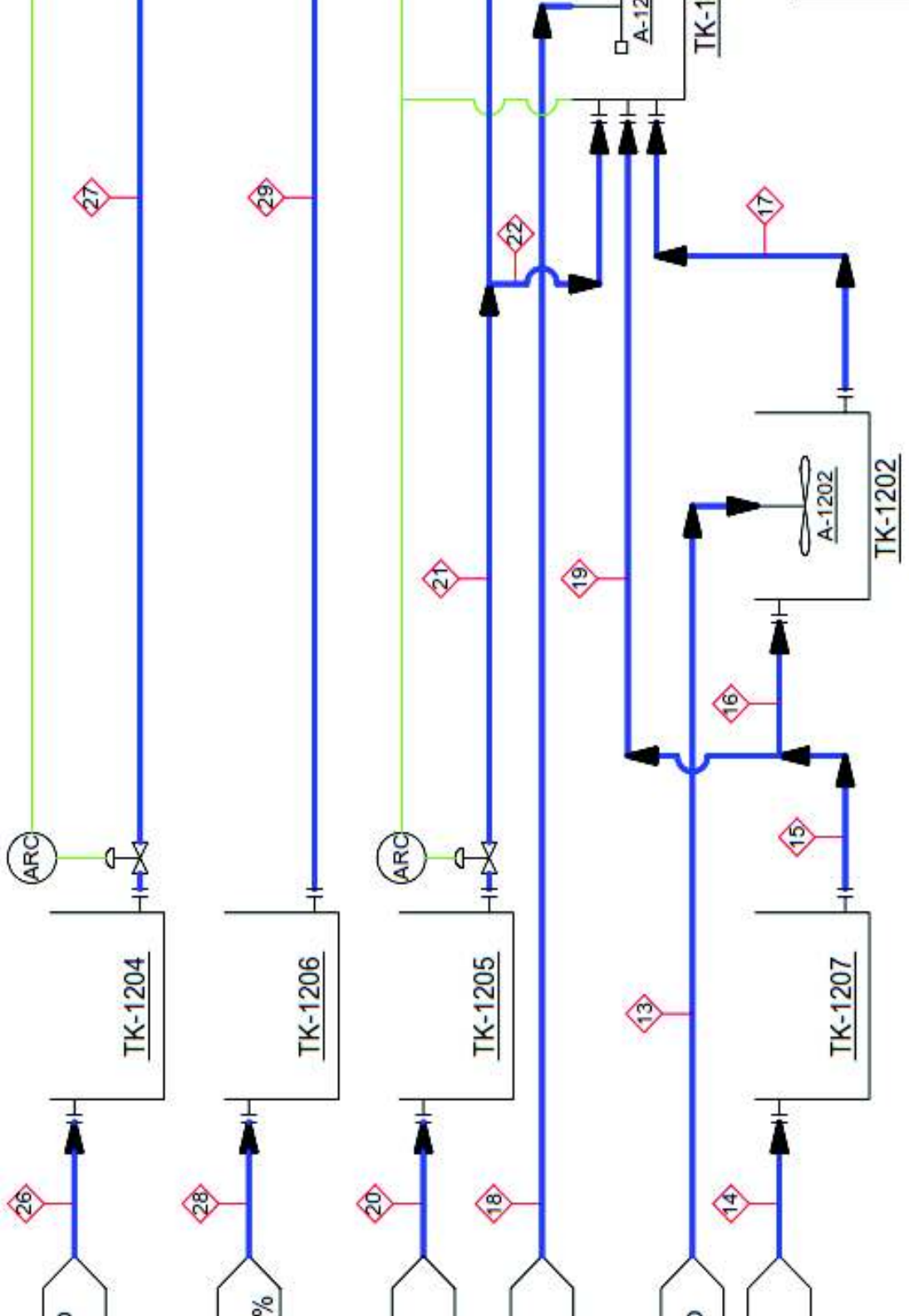
Bomba centrífuga de complejo ión ferroso-ácido cítrico
Potencia = 1/4 HP
Capacidad = 1,24 m³/h; TDH = 18,80 psi

A-1202

Agitador mecánico de impulsor tipo hélice de TK-1202

A-1203

Agitador mecánico de impulsor tipo turbina de TK-1203



| 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
|---------|---------|---------|----------------------------|---------------|---------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|-------------------------|------------------------------------|------------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------------|----------------------------|---------|
| Agua | Agua | Agua | Solución de sulfato sódico | Acido cítrico | Agua | Hidróxido de sodio 10 N | Hidróxido de sodio 10 N | Hidróxido de sodio 10 N | Hidróxido de sodio 10 N | Complejo ión ferroso-ácido cítrico | Complejo ión ferroso-ácido cítrico | Acido sulfúrico 10 N | Acido sulfúrico 10 N | Peróxido de hidrógeno 30 % | Peróxido de hidrógeno 30 % | |
| Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Sólido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | |
| 1153,80 | 1153,80 | 576,80 | 641,02 | 44,35 | 974,65 | 189,39 | 189,39 | 101,45 | 57,94 | 1363,65 | 1363,65 | 985,02 | 985,02 | 685,92 | 365,24 | 365,24 |
| 1,16 | 1,16 | 0,56 | 0,56 | - | 0,56 | 0,14 | 0,14 | 0,076 | 0,090 | 1,24 | 1,24 | 0,77 | 0,77 | 0,33 | 0,33 | 0,33 |
| 966,76 | 966,76 | 666,76 | 1105,20 | 1540,00 | 666,76 | 1329,50 | 1329,50 | 1329,50 | 1329,50 | 1099,72 | 1099,72 | 1285,96 | 1285,96 | 1285,96 | 1112,20 | 1112,20 |
| 25,00 | 19,43 | 19,43 | 17,64 | 17,00 | 19,43 | 25,00 | 18,50 | 18,50 | 18,50 | 17,47 | 17,47 | 25,00 | 25,00 | 25,00 | 25,00 | 17,73 |
| - | 12,65 | 12,65 | 12,44 | - | 12,65 | 12,00 | 12,00 | 12,00 | 12,00 | 20,00 | 20,00 | 12,90 | 12,90 | 12,14 | 12,14 | 12,14 |



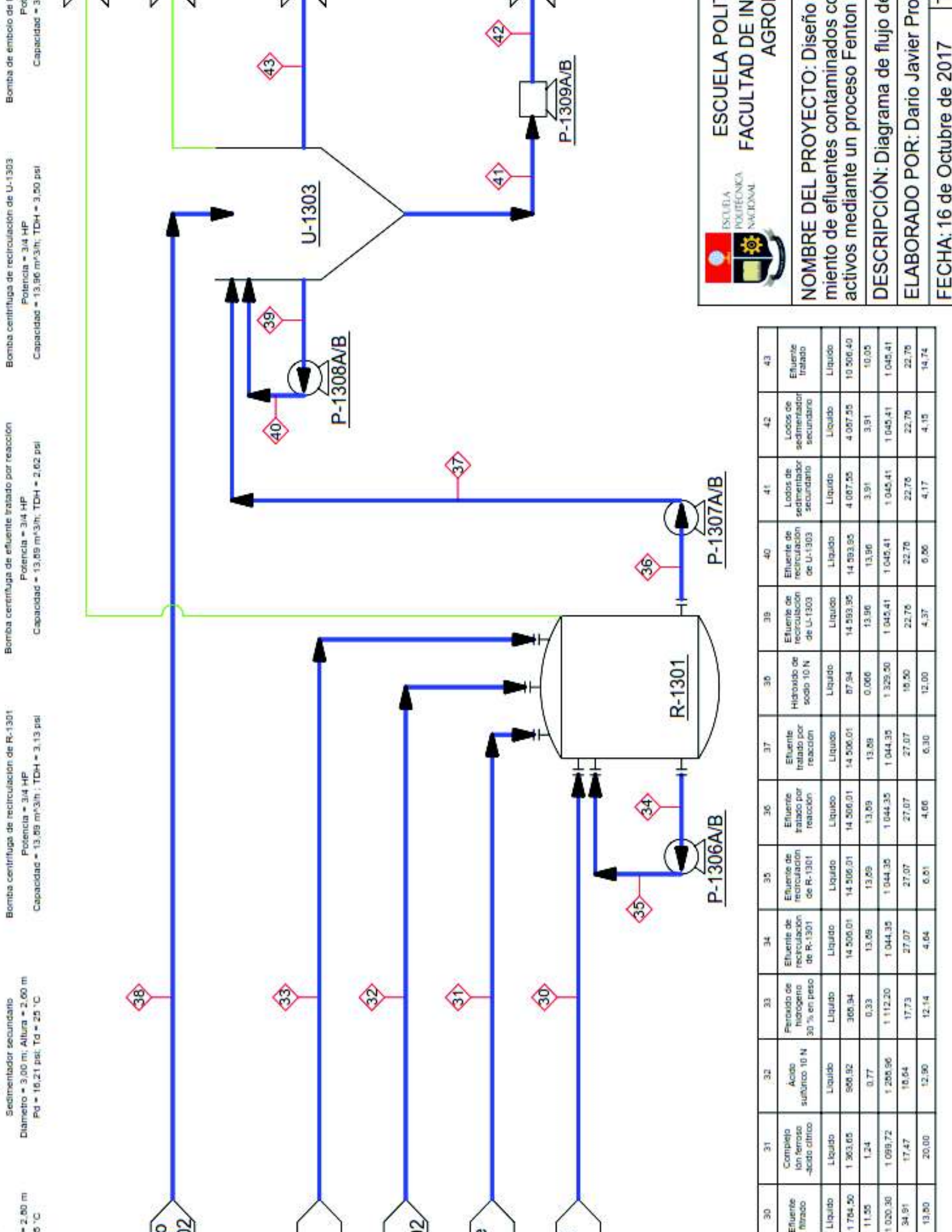
ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de un sistema de tratamiento de efluentes contaminados con metales pesados mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Diagrama de flujo de un proceso de tratamiento de efluentes

ELABORADO POR: Dario Javier Proenza

FECHA: 15 de Octubre de 2017



Sedimentador secundario
 Diámetro = 3,00 m; Altura = 2,60 m
 Pd = 16,21 psi; Tg = 25 °C

Bomba centrífuga de recirculación de R-1301
 Potencia = 3/4 HP
 Capacidad = 13,89 m³/3h; TDH = 3,13 psi

Bomba centrífuga de efluente tratado por reacción
 Potencia = 3/4 HP
 Capacidad = 13,89 m³/3h; TDH = 2,62 psi

Bomba centrífuga de recirculación de U-1303
 Potencia = 3/4 HP
 Capacidad = 13,86 m³/3h; TDH = 3,50 psi

Bomba de émbolo de
 Potencia = 3/4 HP
 Capacidad = 13,86 m³/3h; TDH = 3,50 psi



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
 FACULTAD DE INGENIERÍA
 AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de efluentes contaminados activos mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Diagrama de flujo de

ELABORADO POR: Dario Javier Pro

FECHA: 16 de Octubre de 2017

| 30 | 31 | 32 | 33 | 34 | 35 | 36 | 37 | 38 | 39 | 40 | 41 | 42 | 43 |
|-------------------|-------------------------------------|----------------------|------------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|------------------|
| Efluente filtrado | Complejo Ion ferroso -ácido cítrico | Ácido sulfúrico 10 N | Peróxido de hidrogeno 30 % en peso | Efluente de recirculación de R-1301 | Efluente tratado por reacción | Efluente de recirculación de R-1301 | Efluente tratado por reacción | Efluente de recirculación de R-1301 | Efluente de recirculación de U-1303 | Lodos de sedimentador secundario | Lodos de sedimentador secundario | Lodos de sedimentador secundario | Efluente tratado |
| Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido | Líquido |
| 1 764,50 | 1 363,65 | 868,92 | 368,34 | 14 506,01 | 14 506,01 | 14 506,01 | 14 506,01 | 14 593,95 | 14 593,95 | 4 067,55 | 4 067,55 | 4 067,55 | 10 506,40 |
| 11,85 | 1,24 | 0,77 | 0,33 | 13,69 | 13,69 | 13,69 | 13,69 | 13,96 | 13,96 | 3,91 | 3,91 | 3,91 | 10,05 |
| 1 020,30 | 1 099,72 | 1 265,96 | 1 112,20 | 1 044,35 | 1 044,35 | 1 044,35 | 1 044,35 | 1 045,41 | 1 045,41 | 1 045,41 | 1 045,41 | 1 045,41 | 1 045,41 |
| 34,91 | 17,47 | 16,64 | 17,73 | 27,07 | 27,07 | 27,07 | 27,07 | 22,76 | 22,76 | 22,76 | 22,76 | 22,76 | 22,76 |
| 13,80 | 20,00 | 12,90 | 12,14 | 4,64 | 4,66 | 4,37 | 6,30 | 4,17 | 4,17 | 4,17 | 4,15 | 4,15 | 14,74 |

Del análisis de las Figuras 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4, se observa que a cada proceso no le corresponde un equipo; para optimizar la cantidad de equipos de la planta se realizarán varios procesos en un mismo equipo. La Tabla 4.2 describe los procesos que se llevarán a cabo en los equipos diseñados.

Tabla 4.2. Procesos del sistema de tratamiento que se realizan en los equipos diseñados

| Equipo | Identificación | Procesos que se realizan en el equipo |
|-----------------------------|-----------------------|--|
| Tanque de homogeneización | TK-1101 | Homogeneización |
| Sedimentador primario | U-1101A/B | Almacenamiento, Mezclado I y Sedimentación I |
| Filtro granular | U-1102A/B | Filtración |
| Tanque de mezcla | TK-1202 | Mezclado II |
| Tanque de acondicionamiento | TK-1203 | Mezclado III, Acondicionamiento I y Acondicionamiento II |
| Reactor Fenton | R-1301 | Acondicionamiento III y Reacción |
| Sedimentador secundario | U-1303 | Acondicionamiento IV y Sedimentación II |

4.2. BALANCE DE MASA

Los datos que se utilizaron para realizar el balance de masa se presentan en la Tabla 4.3; la tabla es resultado de los análisis complementarios, cuyos métodos se describen en los Anexos I y II.

El balance de masa del sistema de tratamiento para el efluente se presenta en la Tabla 4.4 y los cálculos se detallan en el Anexo III. Las descripciones de las corrientes están en concordancia con el diagrama BPD de la Figura 4.1.

El sistema de tratamiento diseñado es por lotes, por lo tanto, las corrientes se calcularon para un turno de trabajo de 8 h; a excepción de la primera y segunda corrientes que entran y salen del tanque de homogeneización de forma continua.

Se determinó que el porcentaje de sólidos en los lodos que provienen del sedimentador primario y del sedimentador secundario tienen un valor del 22,92 y 19,23 % respectivamente. Los cálculos se detallan en los Anexos AIII.4 y AIII.13.

Tabla 4.3. Resultados de los análisis complementarios que se utilizaron para realizar el balance de masa

| Parámetro | Valor |
|---|--|
| Caudal mínimo diario | 0,30 m ³ /h |
| Caudal medio diario | 1,90 m ³ /h |
| Caudal máximo diario | 2,80 m ³ /h |
| Densidad del efluente a 18 °C | 1 007,33 kg/m ³ |
| Viscosidad dinámica del efluente | 1,15×10 ⁻³ N×s/m ² |
| Hidróxido de sodio 10 N para Acondicionamiento I | 0,35 mL para 20 mL de efluente |
| Hidróxido de sodio 10 N para Acondicionamiento II | 0,95 mL para 20 mL de efluente |
| Ácido sulfúrico 10 N para Acondicionamiento III | 3,00 mL para 50 mL de efluente |
| Hidróxido de sodio 10 N para Acondicionamiento IV | 0,50 mL para 105 mL de efluente |
| Sólidos sedimentables para Sedimentación I | 240,00 mL/L de efluente |
| Sólidos sedimentables para Sedimentación II | 280,00 mL/L de efluente |

4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

En la Tabla 4.5 se presentan el tiempo calculado para cada etapa y proceso del sistema de tratamiento para el efluente. Con base en los tiempos de la Tabla 4.5 se planificó el funcionamiento de la planta de tratamiento.

El efluente proviene del área de lavavajillas de forma continua e ingresará al tanque de homogeneización donde permanecerá 83 min y 48 s, después de este tiempo el efluente seguirá hacia el sedimentador primario y se almacenará durante 8 h. Luego, de forma manual se añadirá el cloruro de sodio en el sedimentador primario y se procederá a mezclar durante 20 min, con la ayuda de la bomba P-1102A/B.

Transcurrido el tiempo de mezcla se dejará sedimentar el efluente por 4 h y 23 min. Al finalizar la sedimentación, los lodos generados se bombearán hacia las piscinas destinadas para su recolección con la bomba P-1103A/B.

El efluente se bombeará desde el sedimentador primario hacia el filtro granular con la bomba P-1104A/B. En el filtro, el efluente permanecerá 1 min y 25 s hasta

recorrer todo el lecho. El efluente, proveniente del sedimentador primario, se demorará 1 h y 58 min en pasar a través del filtro granular hacia el reactor Fenton.

Tabla 4.4. Resultados del balance de masa del sistema de tratamiento para el efluente

| Número de corriente | Descripción de la corriente | Volumen [m ³] | Masa [kg] | Densidad [kg/m ³] |
|---------------------|--|---------------------------|-----------------------|-------------------------------|
| 1 | Efluente de área de lavavajillas | 1,90 ^a | 1 913,93 ^b | 1 007,33 |
| 2 | Efluente homogeneizado | 1,90 ^a | 1 913,93 ^b | 1 007,33 |
| 3 | Efluente almacenado | 15,20 | 15 311,42 | 1 007,33 |
| 4 | Cloruro de sodio | - | 304,00 | 2 165,00 |
| 5 | Efluente con cloruro de sodio | 15,20 | 15 615,42 | 1 027,33 |
| 6 | Lodos de sedimentador primario | 3,65 | 3 747,70 | 1 027,33 |
| 7 | Efluente tratado por sedimentador primario | 11,55 | 11 867,72 | 1 027,33 |
| 8 | Sólidos suspendidos removidos en la filtración | - | 83,22 | - |
| 9 | Efluente filtrado | 11,55 | 11 784,50 | 1 020,30 |
| 10 | Sulfato ferroso | - | 64,22 | 1 897,00 |
| 11 | Agua I | 0,58 | 576,80 | 998,78 |
| 12 | Solución de sulfato ferroso | 0,58 | 641,02 | 1 105,20 |
| 13 | Ácido cítrico | - | 44,38 | 1 540,00 |
| 14 | Agua II | 0,58 | 576,80 | 998,78 |
| 15 | Solución de ácido cítrico | 0,58 | 621,18 | 1 071,00 |
| 16 | Hidróxido de sodio 10 N I | 0,020 | 27,00 | 1 329,50 |
| 17 | Mezcla de ión ferroso-ácido cítrico | 1,18 | 1 289,20 | 1 092,54 |
| 18 | Hidróxido de sodio 10 N II | 0,056 | 74,45 | 1 329,50 |
| 19 | Complejo ión ferroso-ácido cítrico | 1,24 | 1 363,65 | 1 099,72 |
| 20 | Ácido sulfúrico 10 N | 0,77 | 988,92 | 1 288,66 |
| 21 | Efluente con complejo | 13,56 | 14 137,07 | 1 042,56 |
| 22 | Peróxido de hidrógeno 30 % en peso | 0,33 | 368,94 | 1 112,20 |
| 23 | Efluente tratado por reacción | 13,89 | 14 506,01 | 1 044,35 |
| 24 | Hidróxido de sodio 10 N III | 0,066 | 87,94 | 1 329,50 |
| 25 | Efluente neutralizado | 13,96 | 14 593,95 | 1 045,41 |
| 26 | Lodos de sedimentador secundario | 3,91 | 4 087,55 | 1 045,41 |
| 27 | Efluente tratado | 10,05 | 10 506,40 | 1 045,41 |

a: Las unidades están en m³/h para volumen.

b: Las unidades están en kg/h para masa.

Tabla 4.5. Tiempo calculado para cada etapa y proceso en minutos y horas

| Etapa o subetapa | Proceso | Código | Tiempo estimado [min] | Tiempo estimado [h] | Tiempo etapa [h] |
|--|-----------------------|--------|-----------------------|---------------------|------------------|
| Almacenamiento | Homogeneización | H | 83,80 | 1,40 | - |
| | Almacenamiento | A | 480,00 | 8,00 | - |
| Pretratamiento | Mezclado I | MI | 20,00 | 0,33 | 6,68 |
| | Sedimentación I | SI | 262,80 | 4,38 | |
| | Filtración | F | 118,20 | 1,97 | |
| Formación del complejo ión ferroso-ácido cítrico | Mezclado II | MII | 20,00 | 0,33 | 1,32 |
| | Mezclado III | MIII | 20,00 | 0,33 | |
| | Acondicionamiento I | AcI | 20,00 | 0,33 | |
| | Acondicionamiento II | AcII | 20,00 | 0,33 | |
| Reacción Fenton | Acondicionamiento III | AcIII | 20,00 | 0,33 | 2,65 |
| | Reacción | R | 139,20 | 2,32 | |
| Precipitación | Acondicionamiento IV | AcIV | 20,00 | 0,33 | 4,33 |
| | Sedimentación II | SII | 240,00 | 4,00 | |
| Tiempo total | | | 900,20 | 15,00 | |

Nota: El tiempo total se determinó sin considerar la etapa de Almacenamiento.

Mientras el efluente permanece en la etapa de pretratamiento, se procederá a formar el complejo ión ferroso-ácido cítrico. El tanque de almacenamiento de agua se abrirá para que el fluido siga hacia el tanque de mezcla donde se añadirá, de forma manual el sulfato ferroso. El personal debe observar en el tanque de mezcla que el agua no sobrepase el volumen calculado de 0,58 m³. Se procederá a mezclar, el sulfato ferroso y el agua, por 20 min con el agitador A-1202.

Mientras se realiza el mezclado de la solución de sulfato ferroso, se abrirá de nuevo el tanque de almacenamiento de agua para que el fluido siga hacia el tanque de acondicionamiento, donde se añadirá, de forma manual, el ácido cítrico. El personal debe observar en el tanque de acondicionamiento que el agua no sobrepase el volumen calculado de 0,58 m³. Se procederá a mezclar, el ácido cítrico y el agua, por 20 min con el agitador A-1203.

Luego, la solución de sulfato ferroso seguirá hacia el tanque de acondicionamiento donde se procederá a añadir hidróxido de sodio 10 N, que proviene del tanque de

almacenamiento del reactivo, hasta alcanzar un valor de pH de 2,80. Se mezclará la solución de sulfato ferroso y de ácido cítrico con el hidróxido de sodio, durante 20 min con el agitador A-1203. Transcurrida la mezcla, se añadirá de nuevo hidróxido de sodio 10 N en el tanque de acondicionamiento hasta alcanzar un valor de pH de 4,50 y se procederá a mezclar durante 20 min con el agitador A-1203.

El complejo se bombeará desde el tanque de almacenamiento hacia el reactor Fenton con la bomba P-1205A/B. En el reactor se encontrará el efluente que viene del filtro granular y se procederá a añadir ácido sulfúrico 10 N, que proviene del tanque de almacenamiento del reactivo, hasta alcanzar un valor de pH de 4,50. Se mezclará el complejo y el efluente con el ácido sulfúrico, durante 20 min con la bomba P-1306A/B. Luego del tiempo de mezcla, el tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % se abrirá para que el reactivo siga hacia el reactor Fenton y se produzca la reacción. El tiempo de reacción es de 2 h y 19 min con una recirculación constante que se llevará a cabo con la bomba P-1306A/B.

Después de la reacción, el efluente se bombeará hacia el sedimentador secundario con la bomba P-1307A/B; se procederá a añadir hidróxido de sodio 10 N, que proviene del tanque de almacenamiento del reactivo, hasta alcanzar un valor de pH de 12,00 y se mezclará, el efluente con el hidróxido de sodio, durante 20 min con la bomba P-1308A/B.

Transcurrido el tiempo de mezcla se dejará sedimentar el efluente por 4 h. Al término de la sedimentación, los lodos generados se bombearán hacia las piscinas destinadas para su recolección con la bomba P-1309A/B.

Al finalizar el sistema de tratamiento por Fenton modificado con ácido cítrico, el efluente podrá ingresar al tratamiento físico-químico que posee la empresa.

Los reactivos ácido sulfúrico 10 N e hidróxido de sodio 10 N, se añadirán al sistema de tratamiento diseñado mediante válvulas de control, para evitar errores en la dosificación, como se describe en el acápite 3.2.1.

4.3.1. APLICACIÓN DEL DIAGRAMA DE RED DE PERT Y DIAGRAMA DE GANTT A LA PLANIFICACIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO

La técnica de evaluación y revisión de programas (PERT) se aplicó para determinar las rutas de cada proceso, a través de un diagrama de red de PERT. El análisis permitió planear, programar y asignar mano de obra, así como recursos financieros de manera adecuada a la planta de tratamiento (Heizer y Render, 2009, p. 63).

Se realizó el diagrama con el uso de la red de actividades en las flechas, donde un nodo representa los tiempos de inicio y de terminación de un proceso y la flecha representa el proceso del nodo (Heizer y Render, 2009, pp. 63 - 64).

La Figura 4.5 describe la información que tiene un nodo en la red de actividades en las flechas, donde:

Tiempo estimado = Tiempo que dura el proceso

Tiempo de inicio = Tiempo más cercano para que inicie un proceso

Tiempo de terminación = Tiempo más lejano para que termine un proceso

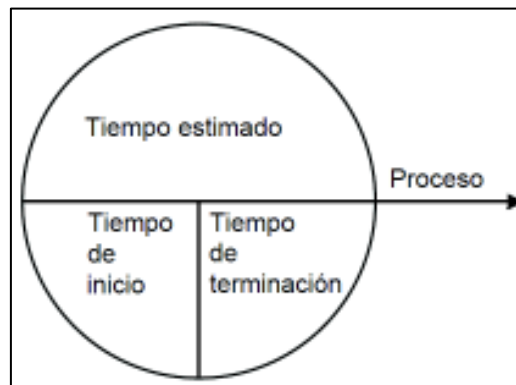


Figura 4.5. Nodo de la red de actividades en las flechas

Al comienzo, el tiempo de inicio es igual a 0 y el tiempo de terminación fue igual a la sumatoria del tiempo de inicio más el tiempo estimado; conforme se añadió los nodos, el tiempo de terminación del nodo anterior fue igual al tiempo de inicio del nuevo nodo (Heizer y Render, 2009, pp. 69 - 70). En la Figura 4.6 se presenta el diagrama de red de PERT del sistema de tratamiento para el efluente.

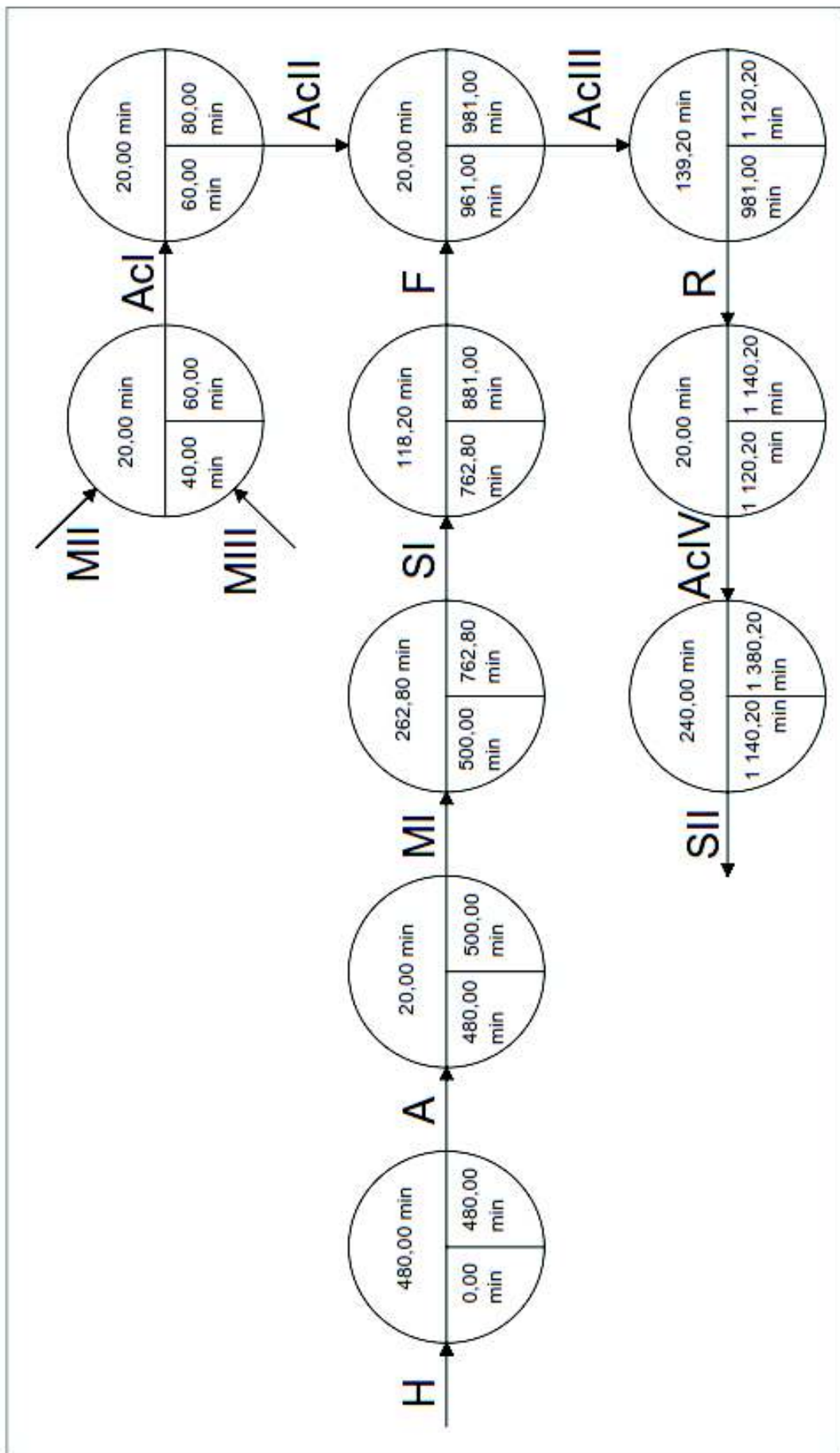


Figura 4.6. Diagrama de red de PERT con actividades en las flechas del sistema de tratamiento para el efluente

Con base en la Tabla 4.5 y la Figura 4.6 se concluye que se deberán construir dos unidades de sedimentación primaria y dos de filtración granular, debido a que la producción de lavavajillas se realiza en dos turnos diarios de 8 h cada uno. A continuación, se explica cómo funcionarán los dos equipos de sedimentación primaria y de filtración granular dentro del sistema de tratamiento para el efluente.

El sedimentador primario A almacena el efluente mientras el sedimentador primario B y el filtro granular B se encuentran en la etapa de pretratamiento. Una vez terminada la etapa de pretratamiento, el efluente sigue hacia la sub etapa de reacción Fenton y luego a la etapa de precipitación. Al mismo tiempo, el efluente almacenado en el sedimentador primario A empieza la etapa de pretratamiento y el sedimentador primario B puede almacenar el efluente proveniente del área de lavavajillas.

Para finalizar la planificación, se realizó el diagrama de Gantt, que se presenta en la Figura 4.7, con los procesos del sistema de tratamiento para el efluente y el tiempo de residencia en cada proceso.

4.3.2. PLANIFICACIÓN DEL MANTENIMIENTO

El mantenimiento de los equipos principales y secundarios será realizado por el personal técnico de la empresa, que deberá programar y coordinar, cada mes, una observación preventiva en los equipos. La limpieza y mantenimiento de los siguientes equipos: tanque de homogeneización, sedimentadores primarios, reactor Fenton, sedimentador secundario, tanques de almacenamiento, agitadores y bombas; se deberá realizar cada tres meses. El personal técnico será el encargado de programar y coordinar las acciones que se llevarán a cabo durante el mantenimiento.

Los sólidos retenidos en el material granular de los filtros deberá ser removido con agua al finalizar el proceso para evitar su saturación. En la Tabla 3.4 se encuentran los criterios para el mantenimiento de los filtros granulares.

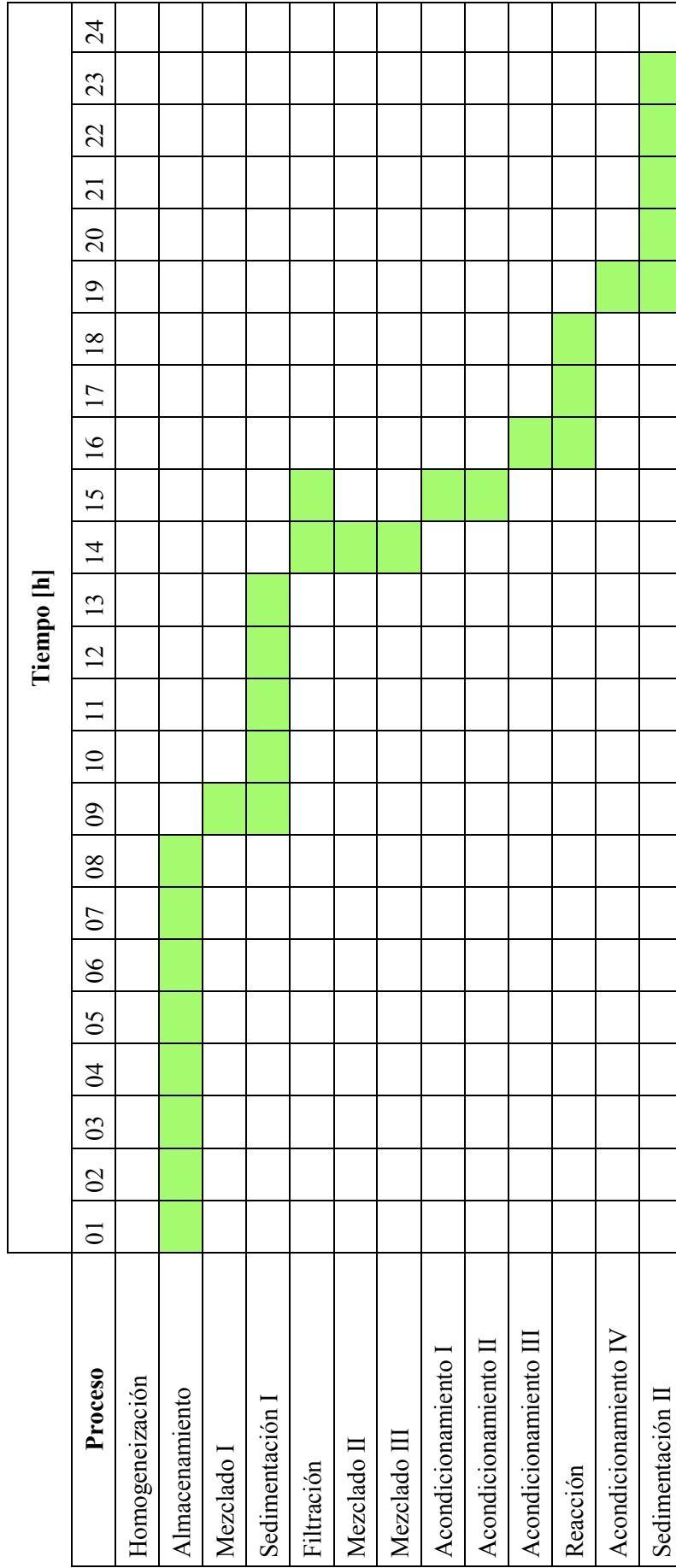


Figura 4.7. Diagrama de Gantt del sistema de tratamiento para el efluente

4.4. BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía se realizó para cada equipo principal y secundario, con el fin de calcular la temperatura interna y externa. Con estos valores se determinó la temperatura de operación de los equipos. El flujo de calor total de cada equipo se calculó con la Ecuación 4.1 (Mills, 1995, p. 6).

$$Q_T = \dot{m} \times c_p \times (T_{ef} - T_i) \quad [4.1]$$

Donde:

Q_T = Flujo de calor total [W]

\dot{m} = Flujo másico, proviene del balance de masa [kg/s]

c_p = Capacidad calorífica a presión constante [J/kg×K]

T_i = Temperatura interna del equipo [K]

T_{ef} = Temperatura del efluente [K]

Las capacidades caloríficas de los reactivos se muestran en la Tabla 3.7, la capacidad calorífica del efluente se consideró igual a la del agua. La temperatura medida del efluente en el área de lavavajillas fue de 55,50 °C.

Los equipos pierden calor por conducción y convección, estos flujos de calor pueden calcularse con las Ecuaciones 4.2 y 4.3, respectivamente. Para los cálculos, se consideró a los equipos como cilindros verticales (Holman, 1998, pp. 17, 19 y 21; Mills, 1995, p. 22).

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \frac{2 \times \pi \times k_{cd} \times H \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{D_e}{D_i}} \quad [4.2]$$

Donde:

Q_{cd} = Flujo de calor por conducción [W]

k_{cd} = Conductividad térmica [W/m×K]

H = Altura del equipo [m]

T_i = Temperatura interna del equipo [K]

T_e = Temperatura externa del equipo [K]

D_i = Diámetro interno del equipo [m]

D_e = Diámetro externo del equipo [m]

$$Q_{cv} = h_c \times A \times (T - T_{amb}) \quad [4.3]$$

Donde:

Q_{cv} = Flujo de calor por convección [W]

h_c = Coeficiente de transferencia de calor por convección [$W/m^2 \times ^\circ C$]

A = Área del equipo superior o lateral [m^2]

T_{amb} = Temperatura ambiente [$^\circ C$]

T = Temperatura interna o externa del equipo [$^\circ C$]

La conductividad térmica del polipropileno es 0,17 W/m \times K (Mills, 1995, p. 858).

El coeficiente de transferencia de calor por convección natural en espacios abiertos se calculó para el aire en flujo laminar con la Ecuación 4.4 (Holman, 1998, p. 245).

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{T_p - T_{amb}}{L_{eq}} \right)^{1/4} \times \left(\frac{P_{amb}}{101,32} \right)^{1/2} \quad [4.4]$$

Donde:

h_c = Coeficiente de transferencia de calor por convección [$W/m^2 \times ^\circ C$]

P_{amb} = Presión ambiente [kPa]

L_{eq} = Longitud equipo [m]

T_p = Temperatura promedio entre el efluente de entrada y el ambiente [$^\circ C$]

Las áreas que podrían determinar pérdidas de calor corresponden al área superior y al área lateral. Estas áreas se calcularon con las Ecuaciones 4.5 y 4.6, respectivamente. El diámetro externo del equipo se calculó con la Ecuación 4.7.

$$A_{sup \text{ cilindro}} = \pi \times \frac{D_i^2}{4} \quad [4.5]$$

$$A_l = \pi \times D_e \times H \quad [4.6]$$

$$D_e = D_i + L_e \quad [4.7]$$

Donde:

A_{sup} = Área superior del equipo [m²]

A_l = Área lateral del equipo [m²]

L_e = Espesor del equipo [m]

En la Tabla 4.6 se presentan los resultados de la temperatura interna y externa de los equipos principales y secundarios. Los cálculos detallados se encuentran en el Anexo VI. La temperatura interna calculada es la temperatura de operación de los equipos y cumple con el criterio descrito en el acápite 3.1, que establece que la temperatura de operación no debe exceder los 121 °C.

Tabla 4.6. Temperatura interna y externa de los equipos principales y secundarios

| Equipo | Identificación | Temperatura Interna [°C] | Temperatura Externa [°C] |
|---|----------------|--------------------------|--------------------------|
| Tanque de homogeneización | TK-1101 | 50,50 | 36,19 |
| Sedimentador primario | U-1101A/B | 36,52 | 17,00 |
| Filtro granular | U-1102A/B | 34,91 | 17,02 |
| Tanque de mezcla | TK-1202 | 17,64 | 17,05 |
| Tanque de acondicionamiento | TK-1203 | 17,47 | 17,04 |
| Reactor Fenton | R-1301 | 27,07 | 17,19 |
| Sedimentador secundario | U-1303 | 22,78 | 17,19 |
| Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico | TK-1204 | 18,64 | 17,07 |
| Tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio | TK-1205 | 18,50 | 17,03 |
| Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno | TK-1206 | 17,73 | 17,03 |
| Tanque de almacenamiento de agua | TK-1207 | 19,43 | 17,09 |

Como parte de los resultados del balance de energía se describe en la Tabla 4.7, la potencia, la cabeza neta de succión positiva (NPSH), la altura total dinámica (TDH), la presión de succión y de descarga de las bombas dimensionadas, además de la potencia de los motores mecánicos de los agitadores. Los cálculos se detallan en los Anexos AV.6 y AV.8.

Tabla 4.7. Parámetros de las bombas y potencia de los motores mecánicos de agitación

| Equipo | Identificación | Potencia [HP] | NPSH [m] | TDH [psi] | Presión de succión [psi] | Presión de descarga [psi] |
|--|----------------|----------------------|----------|-----------|--------------------------|---------------------------|
| Bomba centrífuga de efluente homogeneizado | P-1101A/B | 1/4 | 1,54 | 11,81 | 5,22 | 11,76 |
| Bomba centrífuga de recirculación de U-1101A/B | P-1102A/B/C/D | 1 | 1,53 | 5,22 | 3,94 | 8,00 |
| Bomba de émbolo de lodos de sedimentador primario | P-1103A/B | 1/4 | - | 2,23 | 3,81 | 5,15 |
| Bomba centrífuga de efluente tratado por sedimentador primario | P-1104A/B | 3/4 | 1,54 | 7,80 | 6,29 | 8,23 |
| Bomba centrífuga de complejo ión ferroso-ácido cítrico | P-1205A/B | 1/4 | 1,53 | 18,80 | 2,84 | 20,00 |
| Bomba centrífuga de recirculación de R-1301 | P-1306A/B | 3/4 | 1,52 | 3,13 | 4,64 | 6,81 |
| Bomba centrífuga de efluente tratado por reacción | P-1307A/B | 3/4 | 1,52 | 2,62 | 4,66 | 6,30 |
| Bomba centrífuga de recirculación de U-1303 | P-1308A/B | 3/4 | 1,52 | 3,50 | 4,37 | 6,86 |
| Bomba de émbolo de lodos de sedimentador secundario | P-1309A/B | 1/4 | - | 0,59 | 4,17 | 4,15 |
| Agitador mecánico de impulsor tipo turbina | A-1101 | Potencia [HP] | 2 | | | |
| Agitador mecánico de impulsor tipo hélice | A-1202 | | 3/4 | | | |
| Agitador mecánico de impulsor tipo turbina | A-1203 | | 1/2 | | | |

Las bombas centrífugas de recirculación P-1102A/B/C/D, P-1306A/B y P-1308A/B se utilizarán para agitar el efluente en los procesos de Mezclado I, Acondicionamiento III y IV, además del proceso de Reacción.

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

La empresa cuenta con un área de 252 m² para la construcción de la planta de tratamiento, las dimensiones del terreno son: 21 m de largo y 12 m de ancho. El

layout se realizó con base en la limitación en el espacio, pero sobre los criterios de operación óptima y de seguridad que debe existir en la planta de tratamiento, según lo menciona *Industrial Risk Insurers* (1996) en su guía *Oil and chemical plant layout and spacing* (pp. 9 - 11). En la Tabla 4.8 se describen las distancias que deberán existir entre los equipos.

Tabla 4.8. Distancia entre equipos del sistema de tratamiento para el efluente

| Equipos | Distancia [m] |
|-------------------------------------|----------------------|
| Entre equipos principales | 3,00 |
| Entre equipos secundarios | 3,00 |
| Entre equipo principal y secundario | 3,00 |
| Entre bombas | 1,50 |
| Entre equipo principal y bomba | 1,50 |
| Entre equipo secundario y bomba | 1,50 |

(*Industrial Risk Insurers*, 1996, p. 10)

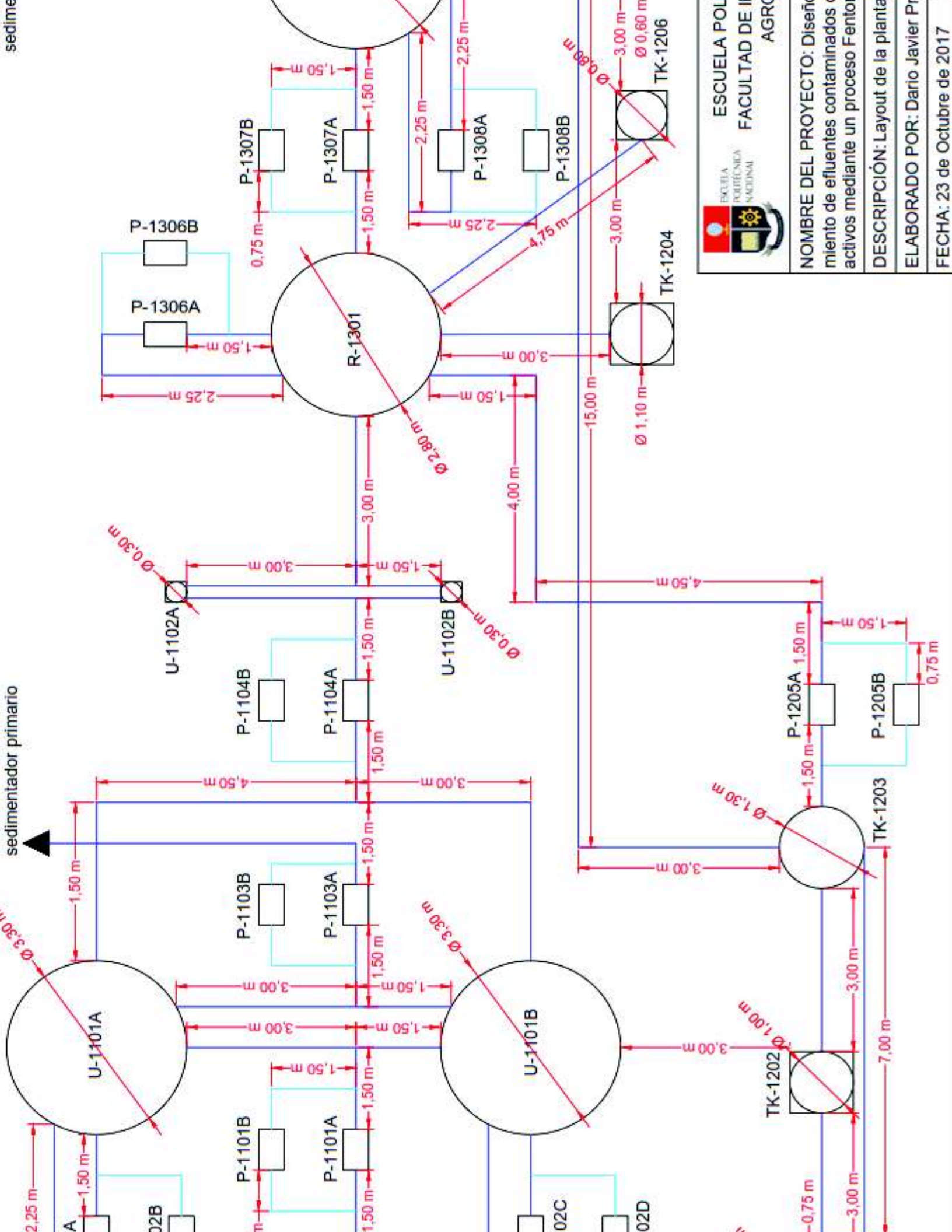
Los planos de elevación se realizaron para conocer la distribución en vista lateral que tendrá la planta de tratamiento. En el diseño de la planta, algunos equipos se encuentran a desnivel para que el fluido siga hacia otro equipo impulsado por la fuerza de gravedad. Los equipos que se encuentran a desnivel y su altura de ubicación se describen en la Tabla 4.9.

Tabla 4.9. Equipos a desnivel y altura de ubicación con respecto al suelo

| Equipo | Identificación | Altura respecto al suelo [m] |
|---|-----------------------|-------------------------------------|
| Filtro granular | U-1102A/B | 3,00 |
| Tanque de mezcla | TK-1202 | 1,50 |
| Tanque de almacenamiento de H ₂ SO ₄ 10 N | TK-1204 | 3,00 |
| Tanque de almacenamiento de NaOH 10 N | TK-1205 | 2,75 |
| Tanque de almacenamiento de H ₂ O ₂ 30 % | TK-1206 | 3,00 |
| Tanque de almacenamiento de agua | TK-1207 | 2,50 |

El layout se presenta en la Figura 4.8 y la vista lateral de las Áreas 01 y 03 en la Figura 4.9. La vista lateral del Área 02 se presenta en la Figura 4.10.

sedimentador primario



sedim



ESCUELA POL
FACULTAD DE INGENIERIA
AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño
miento de efluentes contaminados
activos mediante un proceso Fentón

DESCRIPCIÓN: Layout de la planta

ELABORADO POR: Dario Javier P

FECHA: 23 de Octubre de 2017



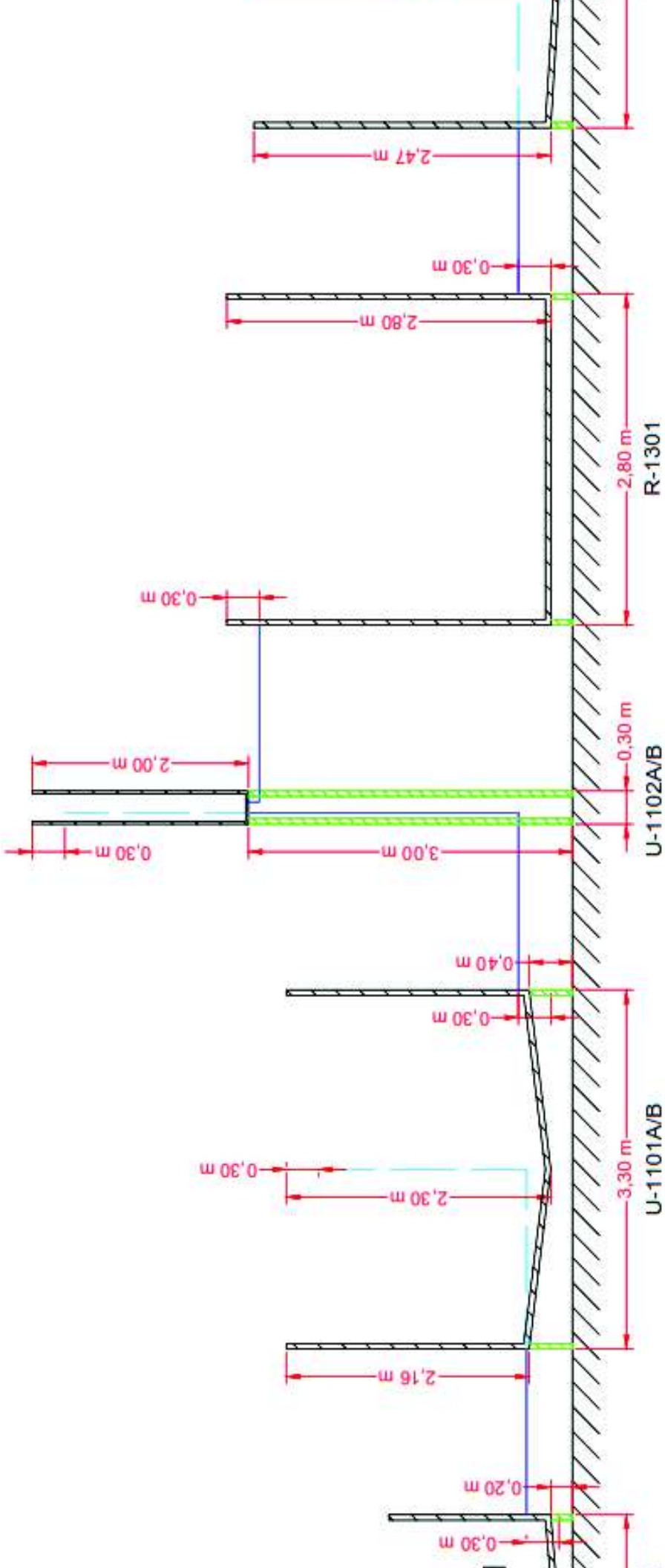
ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA AGROPECUARIA

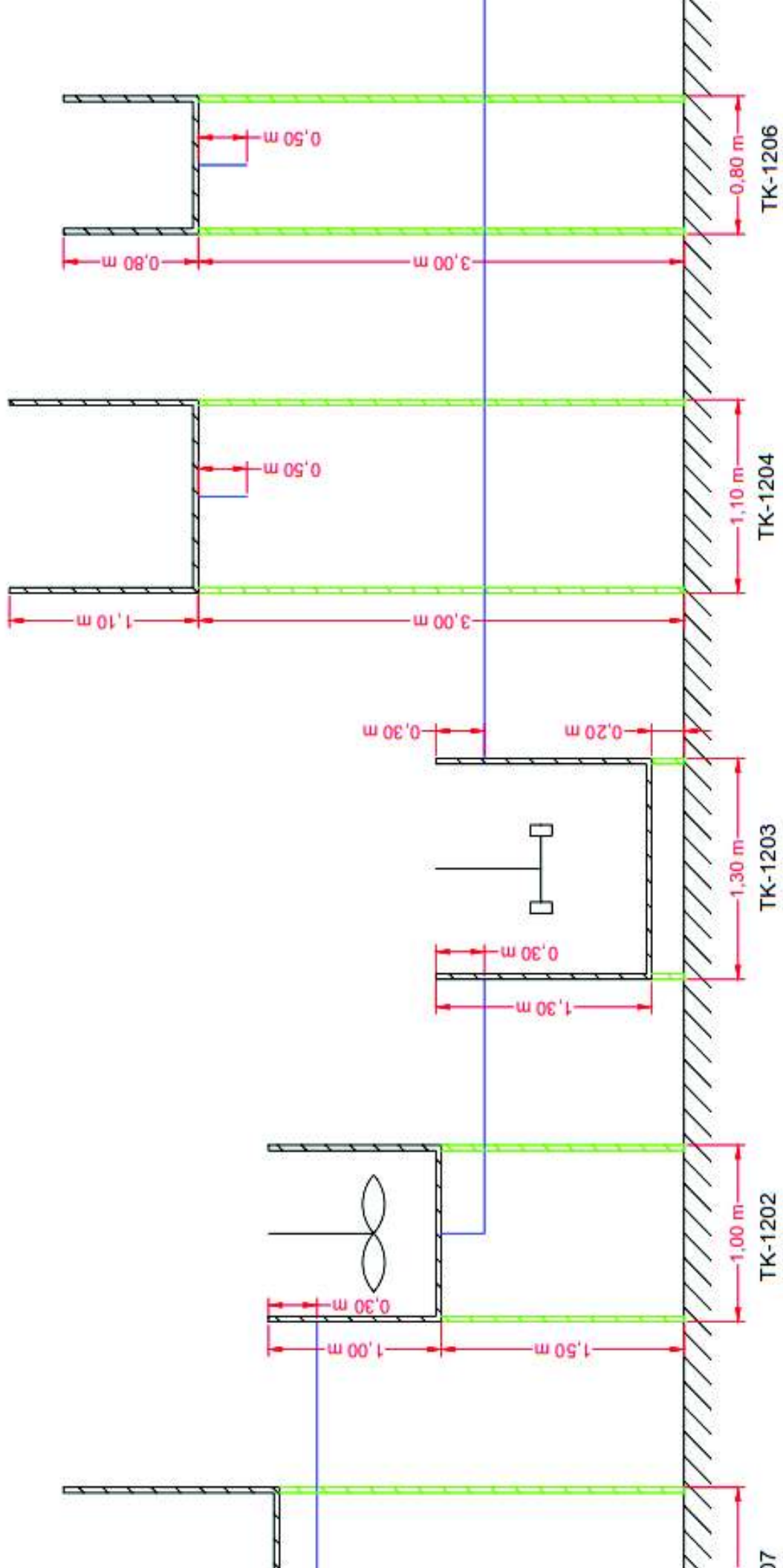
NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de un sistema de tratamiento de efluentes contaminados con metales pesados mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Vista lateral de la planta de tratamiento de efluentes en el Área 01 y Área 03

ELABORADO POR: Dario Javier Pro

FECHA: 24 de Octubre de 2017





ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de efluentes contaminados con activos mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Vista lateral de la planta Área 02

ELABORADO POR: Dario Javier Pro

FECHA: 24 de Octubre de 2017

4.6. DIAGRAMAS DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) Y CONTROL

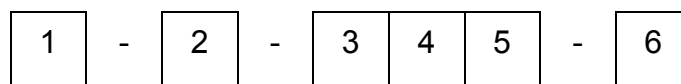
La norma ISO-10628:1997 Diagrama de flujo de plantas de proceso. Reglas generales (2001) describe que el diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) se basa en el diagrama de flujo de proceso y representa la realización técnica de un proceso con la ayuda de símbolos gráficos para los equipos, las tuberías y control del proceso.

La información básica que debe tener el diagrama P&ID corresponde al tipo de equipo para realizar el proceso, el número de identificación de los equipos, de las tuberías y del sistema de control, la denominación de las corrientes de entrada y salida, además de las características básicas y la denominación de los equipos (pp. 10 - 11).

La representación gráfica y la codificación del sistema de control se realizó con los anexos D y E del Manual de Ingeniería de Diseño, Volumen 15, de Petróleos de Venezuela S.A.

Se utilizó el software *Autodesk AutoCAD P&ID 2016*, versión estudiantil, para realizar los diagramas P&ID.

La identificación de las tuberías se realizó de la siguiente forma (Petróleos de Venezuela S.A., 1994, p. 44).



Donde:

Campo 1 = Diámetro nominal en pulgadas

Campo 2 = Una o dos letras que identifican el código de servicio

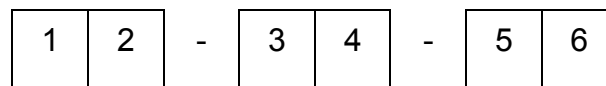
Campo 3 = Un dígito que identifica la planta

Campo 4 = Un dígito que identifica el código del área

Campo 5 = Número consecutivo del servicio

Campo 6 = Una o dos letras que identifican el tipo de material

La identificación de los instrumentos se realizó de la siguiente forma (Petróleos de Venezuela S.A., 1994, p. 66).



Donde:

Campo 1 = Un dígito que identifica la planta

Campo 2 = Un dígito que identifica el código del área

Campo 3 = Una o dos letras que identifican la variable medida

Campo 4 = Una o dos letras que identifican la función del instrumento

Campo 5 = Una letra que identifica el equipo paralelo en caso de existir

Campo 6 = Número consecutivo de lazo

El tipo de lazo de control que se utilizó en el diseño de la planta de tratamiento es en lazo cerrado. Ogata (2010) describe que en el lazo cerrado se alimenta al controlador la señal de error de actuación, con el fin de reducir el error y llevar la salida del sistema a un valor deseado (p. 7).

El sistema de control si-no que se utilizó para la dosificación del hidróxido de sodio 10 N y del ácido sulfúrico 10 N es de tipo cerrado (Guerra, 2007, pp. 86 - 87).

En las válvulas de control se especifica el tipo de fallo en caso de que exista un problema con la alimentación energética hacia la planta de tratamiento. El fallo de tipo abierto significa que la válvula permitirá el paso del efluente, este tipo de fallo se aplicó a la válvula de control 11-LCV-01 que controla la altura del efluente en el tanque de homogeneización.

Si el fallo es de tipo cerrado significa que la válvula evitará el paso del efluente, este tipo de fallo se aplicó a las válvulas de control 11-FCV-A12, 11-FCV-B13, 12-ACV-16 y 12-ACV-17 que controlan el flujo del efluente hacia el filtro granular A, el flujo

del efluente hacia el filtro granular B, el flujo de ácido sulfúrico 10 N y el flujo de hidróxido de sodio 10 N, respectivamente.

En la Figura 4.11 se presenta un esquema del lazo de control cerrado.

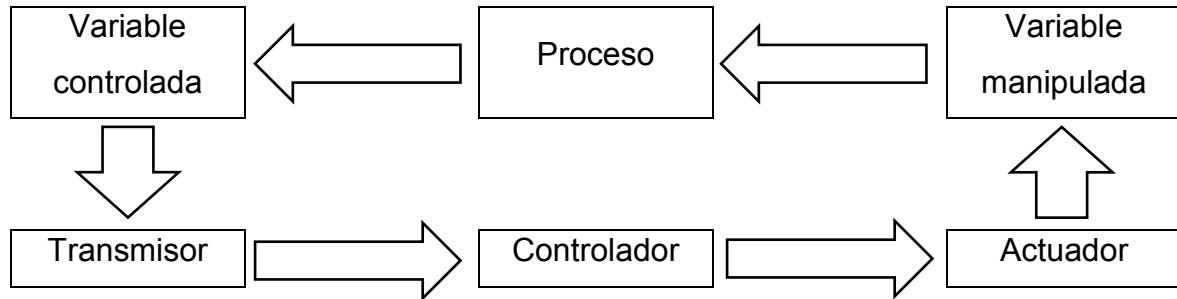
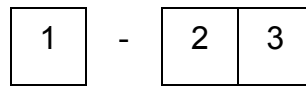


Figura 4.11. Lazo de control cerrado

La identificación de las válvulas se realizó de la siguiente forma.



Donde:

Campo 1 = Código del equipo (*Process Industry Practices*, 2008, p. 15)

Campo 2 = Un dígito que identifica el código del área

Campo 3 = Número del equipo, va desde 01 al 99

Como parte de la realización de los diagramas P&ID, se dimensionaron las tuberías, con base en los criterios descritos en el acápite 3.2.3.

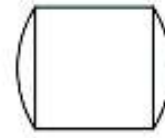
Los resultados del dimensionamiento de las tuberías se presentan en la Tabla 4.10, donde se detallan: la velocidad del fluido, el diámetro nominal, la cédula, la longitud, la identificación, la temperatura y presión de diseño de las tuberías. Los cálculos de la velocidad del fluido y de la longitud de las tuberías se detallan en el Anexo AV.5.

Las Figuras 4.12 a 4.20 presentan los diagramas P&ID de las tres áreas en las que se dividió la planta de tratamiento, además de la simbología y la abreviatura.

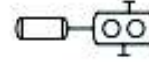
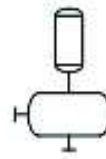
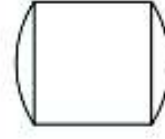
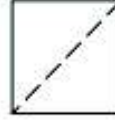
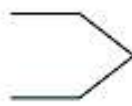
SIMBOLOGIA

línea o secundario

Representación gráfica en diagrama PFD



Representación gráfica en diagrama P&ID



Agitador tipo turbina



Agitador tipo hélice



Válvula de control



Válvula de tipo bola



Válvula de tipo check



Válvula de tipo compuerta



Drenaje de equipo



Equipo a desnivel



Línea principal



Línea secundaria



Señal eléctrica



Señal neumática



Instrumento en el campo



Instrumento en la sala de control



Sensor de caudal



ABREVIATURAS

TK = Tanque
 U = Equipo misceláneo
 R = Reactor
 P = Bomba
 A = Agitador mecánico
 HA = Válvula
 LC = Controlador de nivel
 FC = Controlador de caudal
 ARC = Registrador controlador de análisis

LCV = Válvula de control de nivel
 LC = Controlador de nivel
 LAH = Alarma de alto nivel
 LAL = Alarma de bajo nivel
 LT = Transmisor de nivel
 PI = Indicador de presión
 FCV = Válvula de control de caudal
 FC = Controlador de caudal
 FT = Transmisor de caudal
 ACV = Válvula de análisis
 ARC = Registrador controlador de análisis

AT = Transmisor de análisis
 FC = Falla de válvula de control en cerrado
 FO = Falla de válvula de control en abierto
 P = Proceso
 BB = Purga
 TW = Agua de suministro
 CL = Cautístico



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de tratamiento de efluentes contaminados con metales pesados mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Simbología y abreviaturas

ELABORADO POR: Dario Javier Pro

FECHA: 05 de Noviembre de 2017

P-1101

homogeneización

m; Altura = 1,80 m

Pd = 14,80 psi; Td = 25 °C

P-1101A

Bomba centrífuga de efluente homogeneizado

Potencia = 1/4 HP

Capacidad = 1,90 m³/h; NPSH = 1,54 m; TDH = 11,81 psi

P-1101B

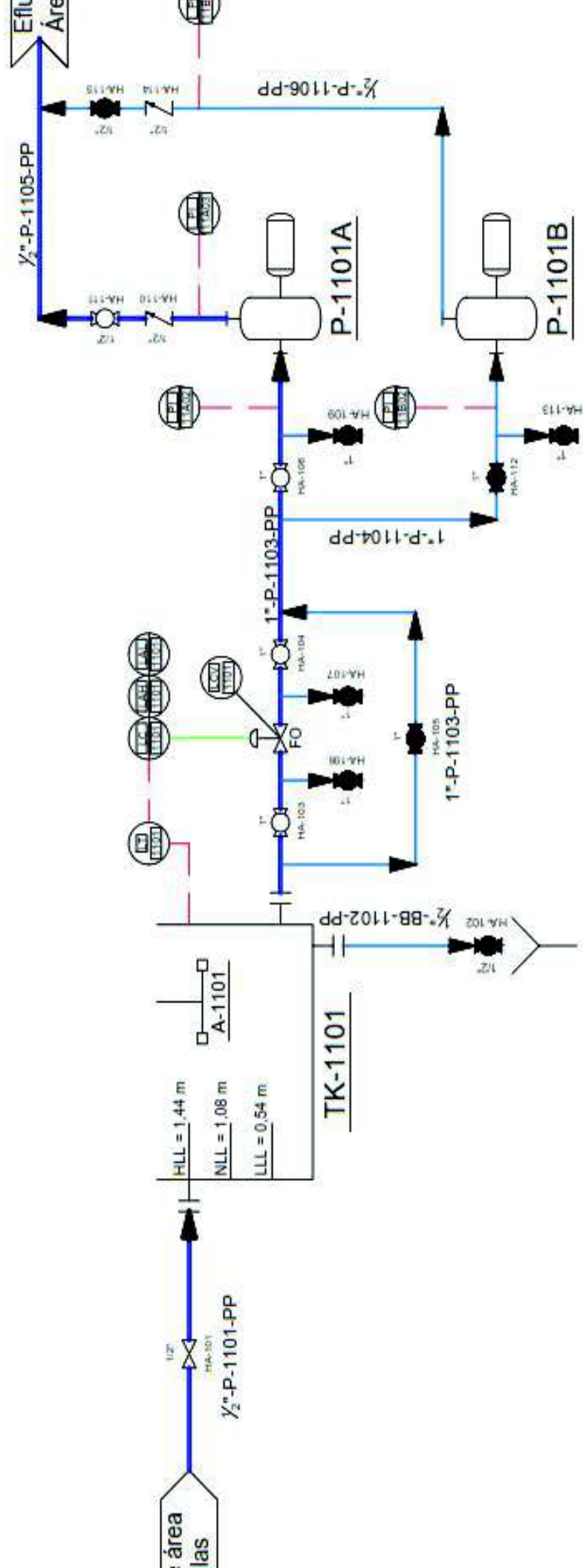
Bomba centrífuga de efluente homogeneizado

Potencia = 1/4 HP

Capacidad = 1,90 m³/h; NPSH = 1,54 m; TDH = 11,81 psi

A-

Agitador mecánico de imp



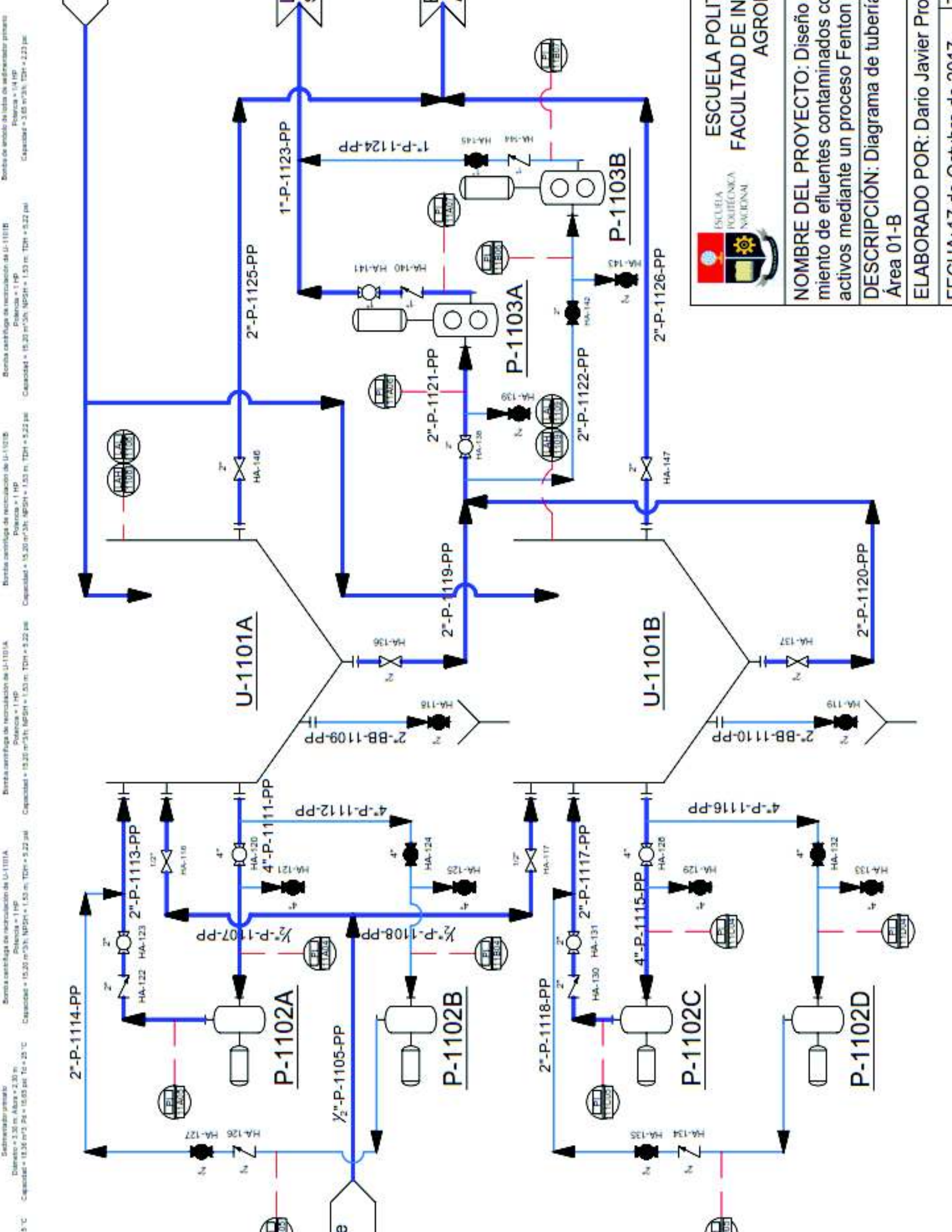
ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA
AGROPECUARIO

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de efluentes contaminados con metales pesados mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías y equipos
Área 01-A

ELABORADO POR: Dario Javier Pro

FECHA: 17 de Octubre de 2017



Submotor primario
 Diámetro = 3.30 m, Altura = 2.30 m
 Capacidad = 18.20 m³/h, NPSH = 15.00 m, TDS = 20 °C

Bomba centrífuga de recirculación de U-1101A
 Potencia = 1 HP
 Capacidad = 15.20 m³/h, NPSH = 1.50 m, TDS = 5.22 gal

Bomba centrífuga de recirculación de U-1101B
 Potencia = 1 HP
 Capacidad = 15.20 m³/h, NPSH = 1.50 m, TDS = 5.22 gal

Bomba centrífuga de recirculación de U-1101B
 Potencia = 1 HP
 Capacidad = 15.20 m³/h, NPSH = 1.50 m, TDS = 5.22 gal

Bomba centrífuga de recirculación de U-1101B
 Potencia = 1 HP
 Capacidad = 15.20 m³/h, NPSH = 1.50 m, TDS = 5.22 gal

Bomba centrífuga de recirculación de U-1101B
 Potencia = 1 HP
 Capacidad = 15.20 m³/h, NPSH = 1.50 m, TDS = 5.22 gal

Bomba centrífuga de recirculación de U-1101B
 Potencia = 1 HP
 Capacidad = 15.20 m³/h, NPSH = 1.50 m, TDS = 5.22 gal

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
 FACULTAD DE INGENIERÍA AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de tuberías para el tratamiento de efluentes contaminados con metales pesados mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías para el Área 01-B

ELABORADO POR: Dario Javier Pro...

FECHA: 14 de Octubre de 2017

Filtro granular

Diámetro = 0,30 m; Altura = 2,00 m
Capacidad = 0,14 m³/3; Pd = 15,18 psi; Td = 25 °C

Filtro granular

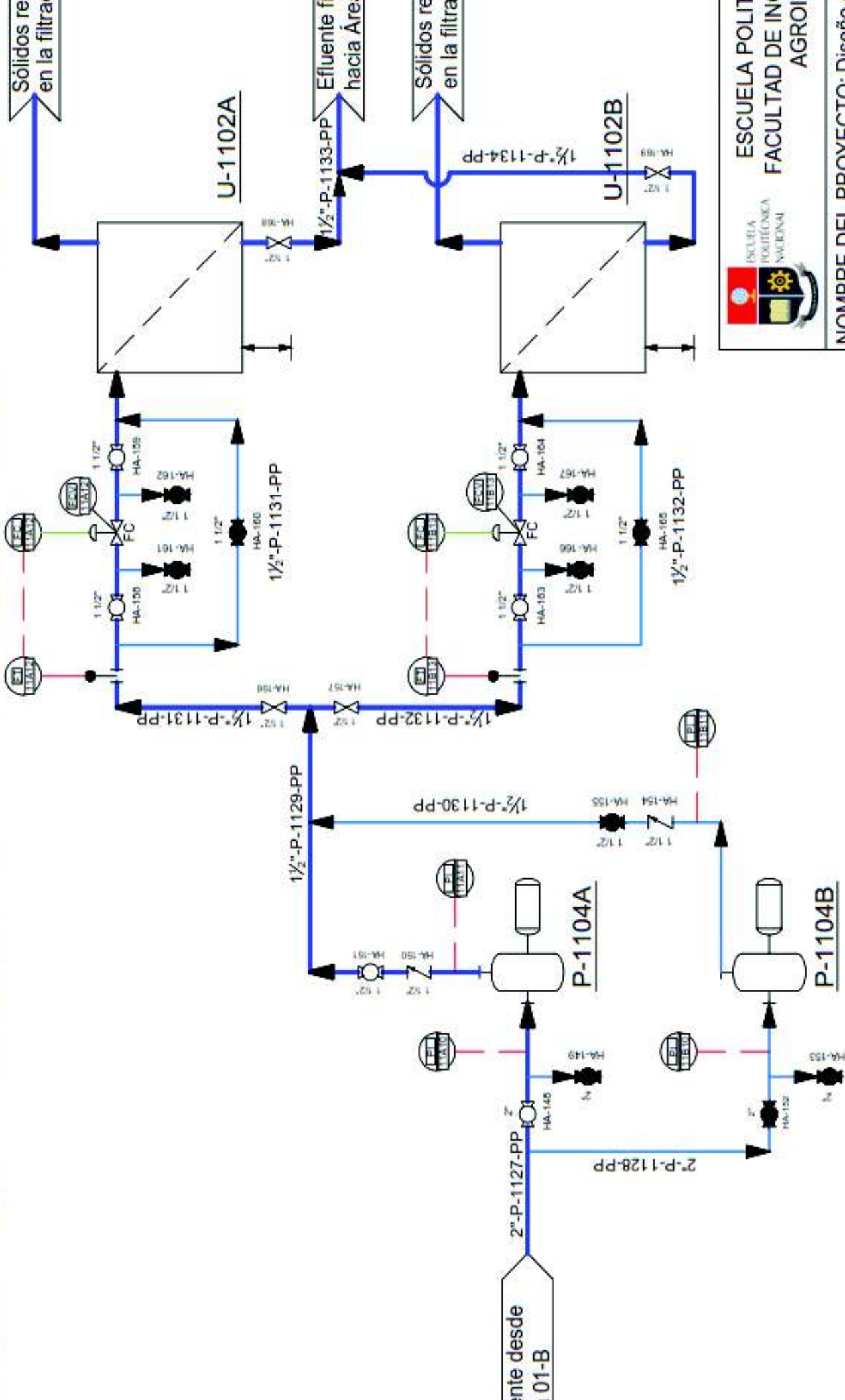
Diámetro = 0,30 m; Altura = 2,00 m
Capacidad = 0,14 m³/3; Pd = 15,18 psi; Td = 25 °C

Bomba centrífuga de efluente tratado por sedimentador primario

Potencia = 3/4 HP
Capacidad = 5,88 m³/3h; NPSH = 1,54 m; TDH = 7,80 psi

Bomba centrífuga de efluente tratado por sedimentarios

Potencia = 3/4 HP
Capacidad = 5,88 m³/3h; NPSH = 1,54 m; TDH = 7,80 psi



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA
AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de efluentes contaminados con activos mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías Área 01-C

ELABORADO POR: Dario Javier Pro

FECHA: 18 de Octubre de 2017

TK-1202

Tanque de mezcla

Diámetro = 1,00 m; Altura = 1,00 m
Capacidad = 0,80 m³; Pd = 13,68 psi; Td = 25 °C

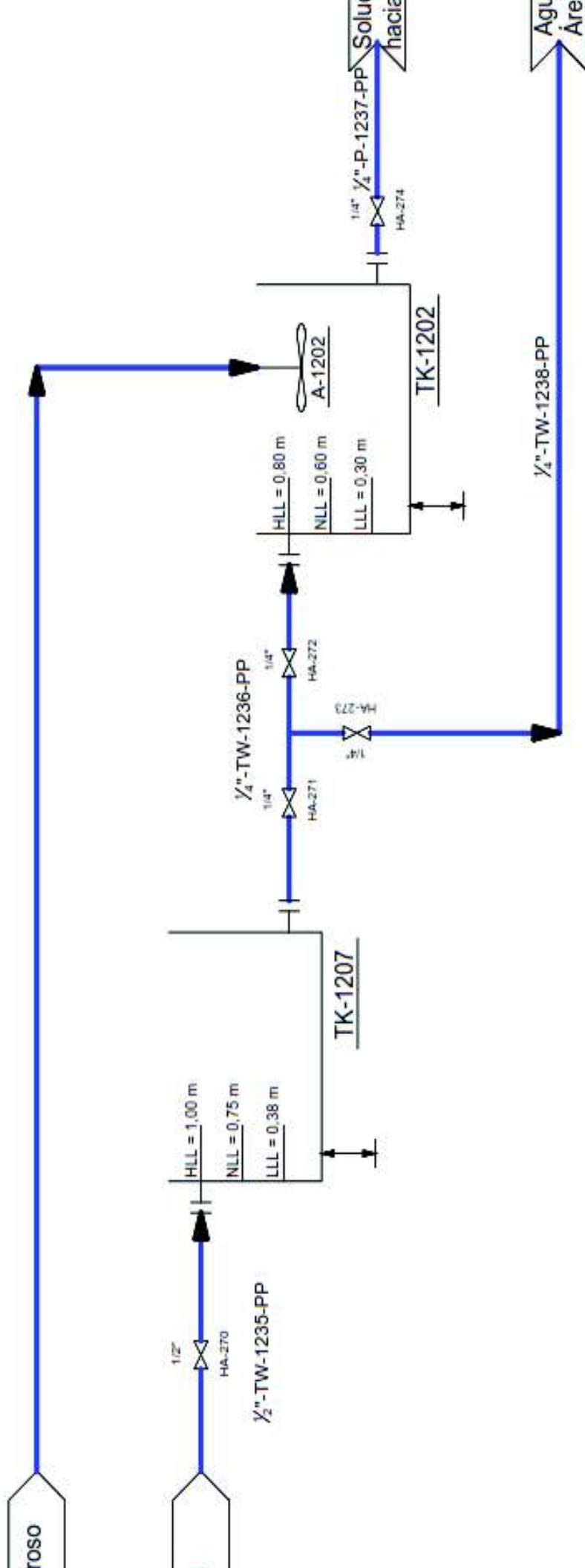
TK-1207

Tanque de almacenamiento de agua

Diámetro = 1,25 m; Altura = 1,25 m
Capacidad = 1,53 m³; Pd = 13,19 psi; Td = 25 °C

A-1202

Agitador mecánico de impulsor tipo hélice de TK-1202



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño y construcción de un sistema de tratamiento de efluentes contaminados con metales pesados mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías y válvulas
Área 02-A

ELABORADO POR: Dario Javier Proaño

FECHA: 19 de Octubre de 2017

TK-1203

Bomba de acondicionamiento

Altura = 1,30 m

Pd = 14,20 psi; Td = 25 °C

Bomba centrífuga de complejo ión ferroso-ácido cítrico

Potencia = 1/4 HP

Capacidad = 1,24 m³/h; NPSH = 1,53 m; TDH = 18,80 psi

P-1205A

Bomba centrífuga de complejo ión ferroso-ácido cítrico

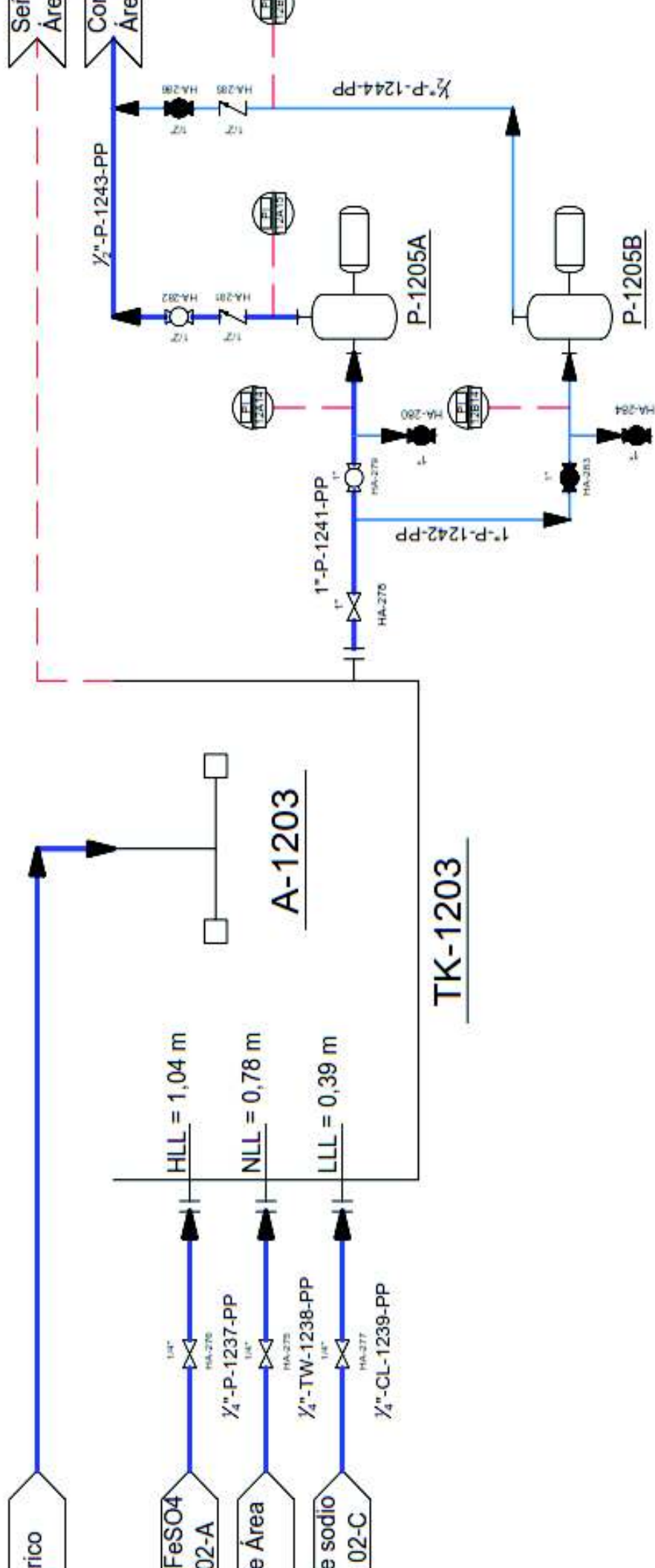
Potencia = 1/4 HP

Capacidad = 1,24 m³/h; NPSH = 1,53 m; TDH = 18,80 psi

P-1205B

Agitador mecánico de impulsión

A-1



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de tuberías para el transporte de efluentes contaminados por metales pesados mediante un proceso Fenton

DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías para el área 02-B

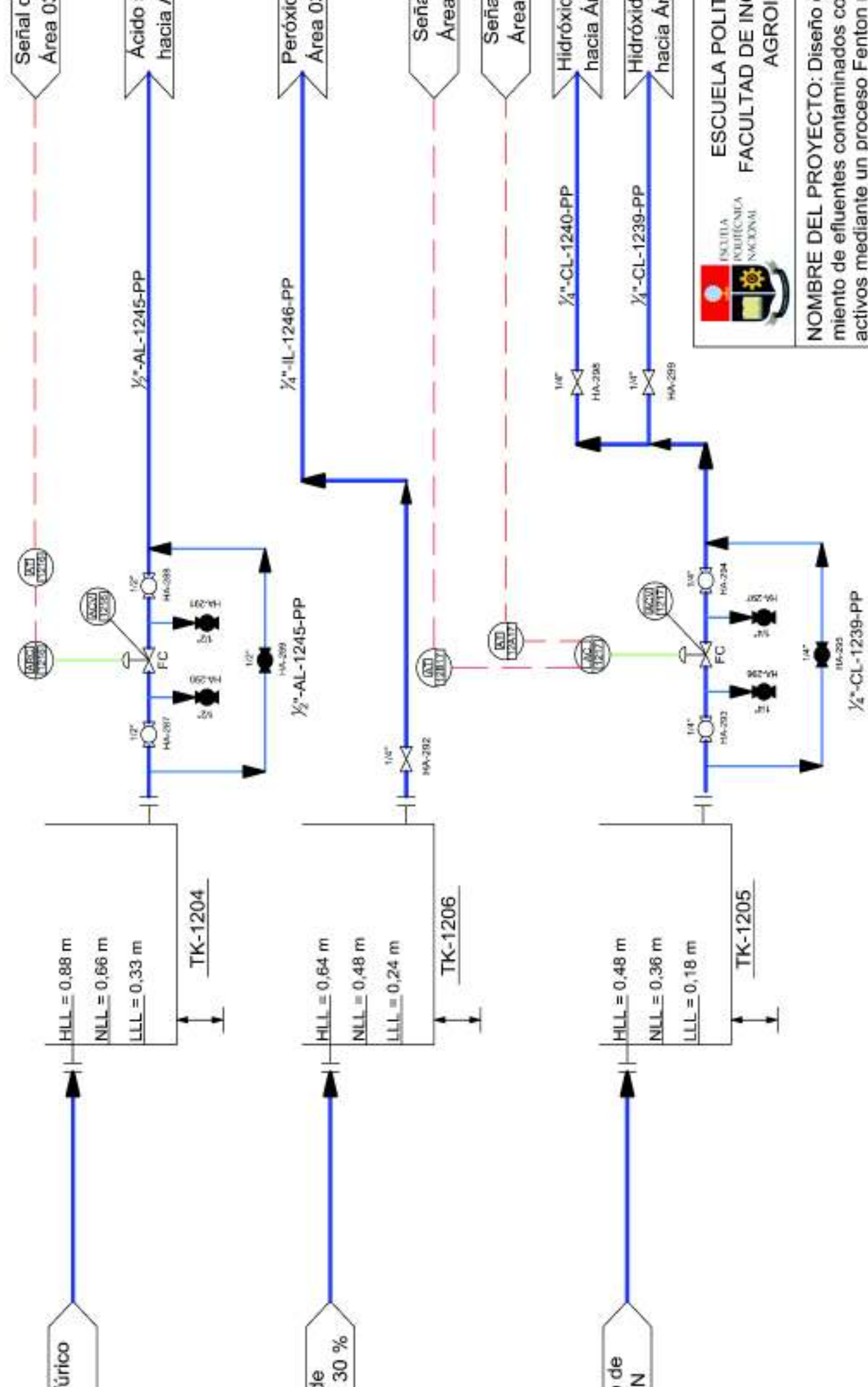
ELABORADO POR: Dario Javier Pro...

FECHA: 19 de Octubre de 2017

Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N
 Diámetro = 1,10 m; Altura = 1,10 m
 Capacidad = 1,05 m³; Pd = 14,18 psi; Td = 25 °C

Tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N
 Diámetro = 0,80 m; Altura = 0,80 m
 Capacidad = 0,17 m³; Pd = 13,20 psi; Td = 25 °C

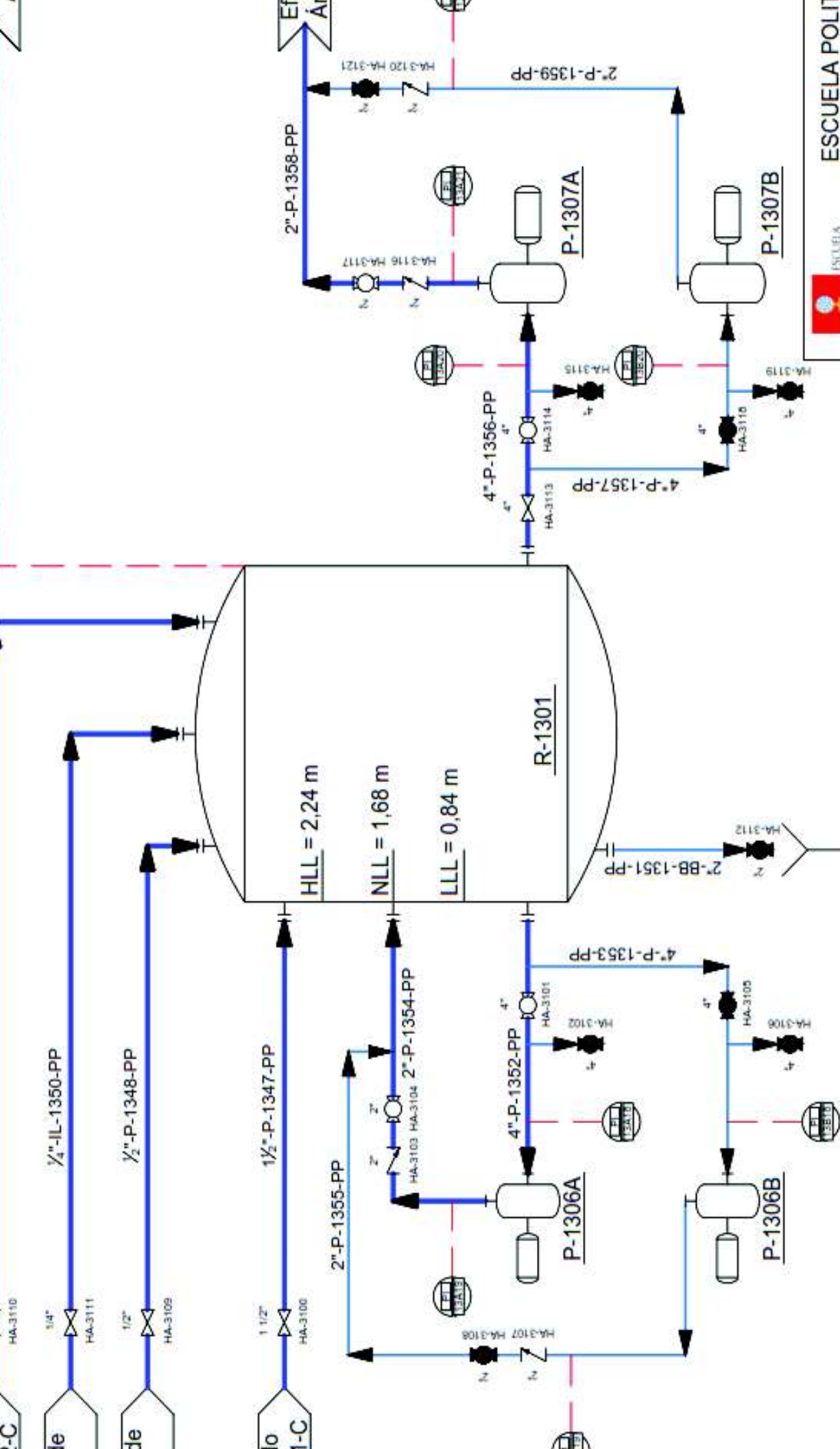
Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso
 Diámetro = 0,80 m; Altura = 0,80 m
 Capacidad = 0,40 m³; Pd = 13,35 psi; Td = 25 °C



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
 FACULTAD DE INGENIERÍA AGROPECUARIA

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de tuberías para el transporte de efluentes contaminados con metales pesados a través de un proceso Fenton en el laboratorio de aguas residuales.
 DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías para el transporte de efluentes contaminados con metales pesados a través de un proceso Fenton en el laboratorio de aguas residuales.
 Área 02-C

ELABORADO POR: Dario Javier Pro...
 FECHA: 19 de Octubre de 2017



| Equipamiento | Descripción | Características |
|----------------|---|---|
| R-1301 | Reactor Fenton | Diámetro = 2,60 m; Altura = 2,60 m; Capacidad = 17,24 m ³ ; Pe = 16,54 psi; Tc = 25 °C |
| P-1306A | Bomba centrífuga de recirculación de R-1301 | Potencia = 3/4 HP; Capacidad = 13,09 m ³ /h; NPSH = 1,52 m; TDH = 3,13 psi |
| P-1306B | Bomba centrífuga de recirculación de R-1301 | Potencia = 3/4 HP; Capacidad = 13,09 m ³ /h; NPSH = 1,52 m; TDH = 3,13 psi |
| P-1307A | Bomba centrífuga de efluente tratado por reacción | Potencia = 3/4 HP; Capacidad = 13,09 m ³ /h; NPSH = 1,52 m; TDH = 2,62 psi |
| P-1307B | Bomba centrífuga de efluente tratado por reacción | Potencia = 3/4 HP; Capacidad = 13,09 m ³ /h; NPSH = 1,52 m; TDH = 2,62 psi |

Secundario
Caudal = 2,00 m³/h
Temperatura = 25 °C

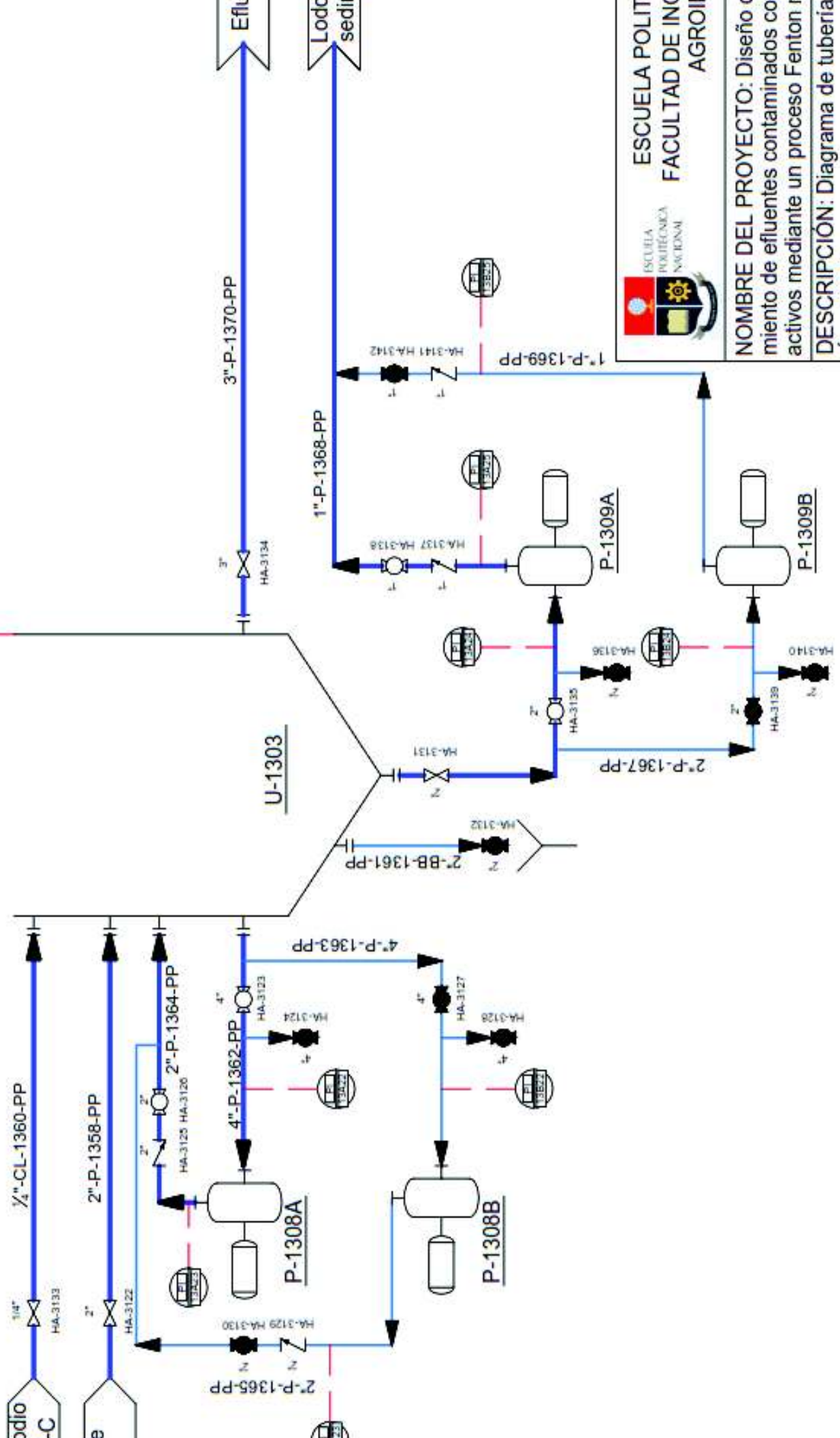
Bomba centrífuga de recirculación de U-1303
Potencia = 3/4 HP
Capacidad = 13,96 m³/3/h; NPSH = 1,52 m; TDH = 3,50 psi

Bomba centrífuga de recirculación de U-1303
Potencia = 3/4 HP
Capacidad = 13,96 m³/3/h; NPSH = 1,52 m; TDH = 3,50 psi

Bomba de embolo de lodos de sedimentador secundario
Potencia = 1/4 HP
Capacidad = 3,91 m³/3/h; TDH = 0,59 psi

Bomba de embolo de lodos de sedimentador secundario
Potencia = 1/4 HP
Capacidad = 3,91 m³/3/h; TDH = 0,59 psi

Señal de arranque



ESCUOLA POLITÉCNICA NACIONAL
FACULTAD DE INGENIERÍA
AGROPECUARIO

NOMBRE DEL PROYECTO: Diseño de un sistema de recirculación de lodos de efluentes contaminados con metales pesados mediante un proceso Fenton
DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías y bombas
Área: 03-B
ELABORADO POR: Dario Javier Proa
FECHA: 20 de Octubre de 2017

Tabla 4.10. Dimensiones de las tuberías y selección con base en la norma ASA

| No. de línea | Inicio | Fin | Identificación | Velocidad [m/s] | Diámetro nominal [in] | Cédula | Longitud [m] | Temperatura de diseño [°C] | Presión de diseño [psi] |
|--------------|----------------------|----------------|-----------------|-----------------|-----------------------|--------|--------------|----------------------------|-------------------------|
| 1 | Área de lavavajillas | TK-1101 | 1/2"-P-1101-PP | 2,29 | 1/2" | 10 | - | 55,50 | - |
| 2 | TK-1101 | Hacia ambiente | 1/2"-BB-1102-PP | 2,29 | 1/2" | 10 | - | 50,50 | 14,80 |
| 3 | TK-1101 | P-1101A | 1"-P-1103-PP | 0,87 | 1" | 10 | 1,50 | 50,50 | 5,22 |
| 4 | 1"-P-1103-PP | P-1101B | 1"-P-1104-PP | 0,87 | 1" | 10 | 2,25 | 50,50 | 5,22 |
| 5 | P-1101A | Hacia Tee | 1/2"-P-1105-PP | 2,29 | 1/2" | 10 | 1,50 | 50,50 | 11,76 |
| 6 | P-1101B | 1/2"-P-1105-PP | 1/2"-P-1106-PP | 2,29 | 1/2" | 10 | 2,25 | 50,50 | 11,76 |
| 7 | Desde Tee | U-1101A | 1/2"-P-1107-PP | 2,29 | 1/2" | 10 | 5,30 | 50,50 | 11,76 |
| 8 | Desde Tee | U-1101B | 1/2"-P-1108-PP | 2,29 | 1/2" | 10 | 3,80 | 50,50 | 11,76 |
| 9 | U-1101A | Hacia ambiente | 2"-BB-1109-PP | 2,22 | 2" | 80 | - | 36,52 | 15,65 |
| 10 | U-1101B | Hacia ambiente | 2"-BB-1110-PP | 2,22 | 2" | 80 | - | 36,52 | 15,65 |
| 11 | U-1101A | P-1102A | 4"-P-1111-PP | 0,70 | 4" | 160 | 1,50 | 36,52 | 3,94 |
| 12 | 4"-P-1111-PP | P-1102B | 4"-P-1112-PP | 0,70 | 4" | 160 | 2,25 | 36,52 | 3,94 |
| 13 | P-1102A | U-1101A | 2"-P-1113-PP | 2,22 | 2" | 80 | 6,05 | 36,52 | 8,00 |
| 14 | P-1102B | 2"-P-1113-PP | 2"-P-1114-PP | 2,22 | 2" | 80 | 2,25 | 36,52 | 8,00 |
| 15 | U-1101B | P-1102C | 4"-P-1115-PP | 0,70 | 4" | 160 | 1,50 | 36,52 | 3,94 |
| 16 | 4"-P-1115-PP | P-1102D | 4"-P-1116-PP | 0,70 | 4" | 160 | 2,25 | 36,52 | 3,94 |
| 17 | P-1102C | U-1101B | 2"-P-1117-PP | 2,22 | 2" | 80 | 6,05 | 36,52 | 8,00 |
| 18 | P-1102D | 2"-P-1117-PP | 2"-P-1118-PP | 2,22 | 2" | 80 | 2,25 | 36,52 | 8,00 |

Tabla 4.10. Dimensiones de las tuberías y selección con base en la norma ASA (continuación...)

| No. de línea | Inicio | Fin | Identificación | Velocidad [m/s] | Diámetro nominal [in] | Cédula | Longitud [m] | Temperatura de diseño [°C] | Presión de diseño [psi] |
|--------------|----------------------------|------------------------|------------------|-----------------|-----------------------|--------|--------------|----------------------------|-------------------------|
| 19 | U-1101A | Hacia Tee | 2"-P-1119-PP | 0,53 | 2" | 80 | 3,00 | 36,52 | 3,81 |
| 20 | U-1101B | Hacia Tee | 2"-P-1120-PP | 0,53 | 2" | 80 | 1,50 | 36,52 | 3,81 |
| 21 | Desde Tee | P-1103A | 2"-P-1121-PP | 0,53 | 2" | 80 | 1,50 | 36,52 | 3,81 |
| 22 | 2"-P-1121-PP | P-1103B | 2"-P-1122-PP | 0,53 | 2" | 80 | 2,25 | 36,52 | 3,81 |
| 23 | P-1103A | Hacia piscina de lodos | 1"-P-1123-PP | 1,66 | 1" | 10 | - | 36,52 | 5,15 |
| 24 | P-1103B | 1"-P-1123-PP | 1"-P-1124-PP | 1,66 | 1" | 10 | 2,25 | 36,52 | 5,15 |
| 25 | U-1101A | Hacia Tee | 2"-P-1125-PP | 0,86 | 2" | 80 | 6,00 | 36,52 | 6,29 |
| 26 | U-1101B | Hacia Tee | 2"-P-1126-PP | 0,86 | 2" | 80 | 4,50 | 36,52 | 6,29 |
| 27 | Desde Tee | P-1104A | 2"-P-1127-PP | 0,86 | 2" | 80 | 1,50 | 36,52 | 6,29 |
| 28 | 2"-P-1127-PP | P-1104B | 2"-P-1128-PP | 0,86 | 2" | 80 | 2,25 | 36,52 | 6,29 |
| 29 | P-1104A | Hacia Tee | 1 1/2"-P-1129-PP | 1,80 | 1 1/2" | 160 | 1,50 | 36,52 | 8,23 |
| 30 | P-1104B | 1 1/2"-P-1129-PP | 1 1/2"-P-1130-PP | 1,80 | 1 1/2" | 160 | 2,25 | 36,52 | 8,23 |
| 31 | Desde Tee | U-1102A | 1 1/2"-P-1131-PP | 1,80 | 1 1/2" | 160 | 8,00 | 36,52 | 8,23 |
| 32 | Desde Tee | U-1102B | 1 1/2"-P-1132-PP | 1,80 | 1 1/2" | 160 | 6,50 | 36,52 | 8,23 |
| 33 | U-1102A | Hacia Tee | 1 1/2"-P-1133-PP | 1,80 | 1 1/2" | 160 | 3,00 | 34,91 | 15,18 |
| 34 | U-1102B | Hacia Tee | 1 1/2"-P-1134-PP | 1,80 | 1 1/2" | 160 | 1,50 | 34,91 | 15,18 |
| 35 | Área de suministro de agua | TK-1207 | 1/2"-TW-1235-PP | 2,12 | 1/2" | 80 | - | 25,00 | - |

Tabla 4.10. Dimensiones de las tuberías y selección con base en la norma ASA (continuación...)

| No. de línea | Inicio | Fin | Identificación | Velocidad [m/s] | Diámetro nominal [in] | Cédula | Longitud [m] | Temperatura de diseño [°C] | Presión de diseño [psí] |
|--------------|---------------------|----------------|------------------|-----------------|-----------------------|--------|--------------|----------------------------|-------------------------|
| 36 | TK-1207 | TK-1202 | 1/4"-TW-1236-PP | 2,39 | 1/4" | 40 | 3,00 | 25,00 | 13,91 |
| 37 | TK-1202 | TK-1203 | 1/4"-P-1237-PP | 2,39 | 1/4" | 40 | 3,00 | 25,00 | 13,68 |
| 38 | 1/4"-TW-1236-PP | TK-1203 | 1/4"-TW-1238-PP | 2,39 | 1/4" | 40 | 8,75 | 25,00 | 13,91 |
| 39 | TK-1205 | TK-1203 | 1/4"-CL-1239-PP | 0,46 | 1/4" | 80 | 19,50 | 25,00 | 13,20 |
| 40 | 1/4"-CL-1239-PP | Hacia Área 03 | 1/4"-CL-1240-PP | 0,40 | 1/4" | 80 | 1,50 | 25,00 | 13,20 |
| 41 | TK-1203 | P-1205A | 1"-P-1241-PP | 0,74 | 1" | 80 | 1,50 | 25,00 | 2,84 |
| 42 | 1"-P-1241-PP | P-1205B | 1"-P-1242-PP | 0,74 | 1" | 80 | 2,25 | 25,00 | 2,84 |
| 43 | P-1205A | Hacia Área 03 | 1/2"-P-1243-PP | 2,26 | 1/2" | 80 | 1,50 | 25,00 | 20,00 |
| 44 | P-1205B | 1/2"-P-1243-PP | 1/2"-P-1244-PP | 2,26 | 1/2" | 80 | 2,25 | 25,00 | 20,00 |
| 45 | TK-1204 | Hacia Área 03 | 1/2"-AL-1245-PP | 1,94 | 1/2" | 160 | 1,50 | 25,00 | 14,18 |
| 46 | TK-1206 | Hacia Área 03 | 1/4"-IL-1246-PP | 1,99 | 1/4" | 80 | 3,25 | 25,00 | 13,35 |
| 47 | Desde Área 01 | R-1301 | 1 1/2"-P-1347-PP | 1,80 | 1 1/2" | 160 | 3,00 | 34,91 | 15,18 |
| 48 | Desde Área 02 | R-1301 | 1/2"-P-1348-PP | 2,26 | 1/2" | 80 | 12,80 | 25,00 | 20,00 |
| 49 | Desde Área 02 | R-1301 | 1/2"-AL-1349-PP | 1,94 | 1/2" | 160 | 1,50 | 25,00 | 14,18 |
| 50 | Desde Área 02 | R-1301 | 1/4"-IL-1350-PP | 1,99 | 1/4" | 80 | 1,50 | 25,00 | 13,35 |
| 51 | R-1301 | Hacia ambiente | 2"-BB-1351-PP | 2,02 | 2" | 80 | - | 27,07 | 16,54 |
| 52 | R-1301 | P-1306A | 4"-P-1352-PP | 0,64 | 4" | 160 | 1,50 | 27,07 | 4,64 |
| 53 | 4"-P-1352-PP | P-1306B | 4"-P-1353-PP | 0,64 | 4" | 160 | 2,25 | 27,07 | 4,64 |
| 54 | P-1306 ^a | R-1301 | 2"-P-1354-PP | 2,02 | 2" | 80 | 6,55 | 27,07 | 6,81 |

Tabla 4.10. Dimensiones de las tuberías y selección con base en la norma ASA (continuación...)

| No. de línea | Inicio | Fin | Identificación | Velocidad [m/s] | Diámetro nominal [in] | Cédula | Longitud [m] | Temperatura de diseño [°C] | Presión de diseño [psi] |
|--------------|---------------|--|-----------------|-----------------|-----------------------|--------|--------------|----------------------------|-------------------------|
| 55 | P-1306B | 2"-P-1354-PP | 2"-P-1355-PP | 2,02 | 2" | 80 | 2,25 | 27,07 | 6,81 |
| 56 | R-1301 | P-1307A | 4"-P-1356-PP | 0,64 | 4" | 160 | 1,50 | 27,07 | 4,66 |
| 57 | 4"-P-1356-PP | P-1307B | 4"-P-1357-PP | 0,64 | 4" | 160 | 2,25 | 27,07 | 4,66 |
| 58 | P-1307A | U-1303 | 2"-P-1358-PP | 2,02 | 2" | 80 | 4,10 | 27,07 | 6,30 |
| 59 | P-1307B | 2"-P-1358-PP | 2"-P-1359-PP | 2,02 | 2" | 80 | 2,25 | 27,07 | 6,30 |
| 60 | Desde Área 02 | U-1303 | 1/4"-CL-1360-PP | 0,40 | 1/4" | 80 | 1,50 | 25,00 | 13,20 |
| 61 | U-1303 | Hacia ambiente | 2"-BB-1361-PP | 2,03 | 2" | 80 | - | 25,00 | 16,21 |
| 62 | U-1303 | P-1308A | 4"-P-1362-PP | 0,65 | 4" | 160 | 2,25 | 25,00 | 4,37 |
| 63 | 4"-P-1362-PP | P-1308B | 4"-P-1363-PP | 0,65 | 4" | 160 | 2,25 | 25,00 | 4,37 |
| 64 | P-1308A | U-1303 | 2"-P-1364-PP | 2,03 | 2" | 80 | 6,35 | 25,00 | 6,86 |
| 65 | P-1308B | 2"-P-1364-PP | 2"-P-1365-PP | 2,03 | 2" | 80 | 2,25 | 25,00 | 6,86 |
| 66 | U-1303 | P-1309A | 2"-P-1366-PP | 0,46 | 2" | 10 | 1,50 | 25,00 | 4,17 |
| 67 | 2"-P-1366-PP | P-1309B | 2"-P-1367-PP | 0,46 | 2" | 10 | 2,25 | 25,00 | 4,17 |
| 68 | P-1309A | Hacia piscina de lodos | 1"-P-1368-PP | 1,52 | 1" | 5 | - | 25,00 | 4,15 |
| 69 | P-1309B | 1"-P-1368-PP | 1"-P-1369-PP | 1,52 | 1" | 5 | 2,25 | 25,00 | 4,15 |
| 70 | U-1303 | Hacia planta de tratamiento físico-químico de la empresa | 3"-P-1370-PP | 0,80 | 3" | 160 | - | 25,00 | 16,21 |

Los instrumentos que se utilizarán para el sistema de control de la planta de tratamiento se presentan en la Tabla 4.11, donde se detallan la identificación del instrumento, la ubicación y el tipo de señal del actuador, de los transmisores, de los indicadores de presión, de las alarmas de alto y de bajo nivel.

Tabla 4.11. Instrumentación y control en la planta de tratamiento

| Descripción | Identificación | Ubicación | Tipo de señal |
|---|----------------|-----------------|---------------|
| Válvula de control de nivel de TK-1101 | 11-LCV-01 | En el campo | Neumática |
| Controlador de nivel de TK-1101 | 11-LC-01 | Sala de control | - |
| Alarma de alto nivel de TK-1101 | 11-LAH-01 | Sala de control | Eléctrica |
| Alarma de bajo nivel de TK-1101 | 11-LAL-01 | Sala de control | Eléctrica |
| Transmisor de nivel de TK-1101 | 11-LT-01 | En el campo | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1101A | 11-PI-A02 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1101A | 11-PI-A03 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1101B | 11-PI-B02 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1101B | 11-PI-B03 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1102A | 11-PI-A04 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1102A | 11-PI-A05 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1102B | 11-PI-B04 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1102B | 11-PI-B05 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1102C | 11-PI-C04 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1102C | 11-PI-C05 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1102D | 11-PI-D04 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1102D | 11-PI-D05 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1103A | 11-PI-A06 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1103A | 11-PI-A07 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1103B | 11-PI-B06 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1103B | 11-PI-B07 | Sala de control | Eléctrica |
| Alarma de alto nivel de U-1101A | 11-LAH-08 | Sala de control | Eléctrica |
| Alarma de bajo nivel de U-1101A | 11-LAL-08 | Sala de control | Eléctrica |
| Alarma de alto nivel de U-1101B | 11-LAH-09 | Sala de control | Eléctrica |
| Alarma de bajo nivel de U-1101B | 11-LAL-09 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1104A | 11-PI-A10 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1104A | 11-PI-A11 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1104B | 11-PI-B10 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1104B | 11-PI-B11 | Sala de control | Eléctrica |

Tabla 4.11. Instrumentación y control en la planta de tratamiento (continuación...)

| Descripción | Identificación | Ubicación | Tipo de señal |
|--|----------------|-----------------|---------------|
| Válvula de control de caudal de 1 1/2"-P-1131-PP | 11-FCV-A12 | En el campo | Neumática |
| Controlador de caudal de 1 1/2"-P-1131-PP | 11-FC-A12 | Sala de control | - |
| Transmisor de caudal de 1 1/2"-P-1131-PP | 11-FT-A12 | En el campo | Eléctrica |
| Válvula de control de caudal de 1 1/2"-P-1132-PP | 11-FCV-B13 | En el campo | Neumática |
| Controlador de caudal de 1 1/2"-P-1132-PP | 11-FC-B13 | Sala de control | - |
| Transmisor de caudal de 1 1/2"-P-1132-PP | 11-FT-B13 | En el campo | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1205A | 12-PI-A14 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1205A | 12-PI-A15 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1205B | 12-PI-B14 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1205B | 12-PI-B15 | Sala de control | Eléctrica |
| Válvula de control de análisis de TK-1204 | 12-ACV-16 | En el campo | Neumática |
| Registrador controlador de análisis de TK-1204 | 12-ARC-16 | Sala de control | - |
| Transmisor de análisis de TK-1204 | 12-AT-16 | En el campo | Eléctrica |
| Válvula de control de análisis de TK-1205 | 12-ACV-17 | En el campo | Neumática |
| Registrador controlador de análisis de TK-1205 | 12-ARC-17 | Sala de control | - |
| Transmisor de análisis de TK-1205 | 12-AT-A17 | En el campo | Eléctrica |
| Transmisor de análisis de TK-1205 | 12-AT-B17 | En el campo | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1306A | 13-PI-A18 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1306A | 13-PI-A19 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1306B | 13-PI-B18 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1306B | 13-PI-B19 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1307A | 13-PI-A20 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1307A | 13-PI-A21 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1307B | 13-PI-B20 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1307B | 13-PI-B21 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1308A | 13-PI-A22 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1308A | 13-PI-A23 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1308B | 13-PI-B22 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1308B | 13-PI-B23 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1309A | 13-PI-A24 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1309A | 13-PI-A25 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de succión de P-1309B | 13-PI-B24 | Sala de control | Eléctrica |
| Indicador de presión de descarga de P-1309B | 13-PI-B25 | Sala de control | Eléctrica |

En la Tabla 4.12 se presentan el tipo de válvula, identificación y el diámetro nominal.

Tabla 4.12. Tipo de válvulas en la planta de tratamiento

| Tipo de válvula | Identificación | Diámetro nominal [in] |
|-----------------|----------------|-----------------------|
| Compuerta | HA-101 | 1/2" |
| Bola | HA-102 | 1/2" |
| Bola | HA-103 | 1" |
| Bola | HA-104 | 1" |
| Bola | HA-105 | 1" |
| Bola | HA-106 | 1" |
| Bola | HA-107 | 1" |
| Bola | HA-108 | 1" |
| Bola | HA-109 | 1" |
| Check | HA-110 | 1/2" |
| Bola | HA-111 | 1/2" |
| Bola | HA-112 | 1" |
| Bola | HA-113 | 1" |
| Check | HA-114 | 1/2" |
| Bola | HA-115 | 1/2" |
| Compuerta | HA-116 | 1/2" |
| Compuerta | HA-117 | 1/2" |
| Bola | HA-118 | 2" |
| Bola | HA-119 | 2" |
| Bola | HA-120 | 4" |
| Bola | HA-121 | 4" |
| Check | HA-122 | 2" |
| Bola | HA-123 | 2" |
| Bola | HA-124 | 4" |
| Bola | HA-125 | 4" |
| Check | HA-126 | 2" |
| Bola | HA-127 | 2" |
| Bola | HA-128 | 4" |
| Bola | HA-129 | 4" |
| Check | HA-130 | 2" |
| Bola | HA-131 | 2" |
| Bola | HA-132 | 4" |
| Bola | HA-133 | 4" |

| Tipo de válvula | Identificación | Diámetro nominal [in] |
|-----------------|----------------|-----------------------|
| Compuerta | HA-134 | 1/2" |
| Bola | HA-135 | 1/2" |
| Bola | HA-136 | 1" |
| Bola | HA-137 | 1" |
| Bola | HA-138 | 1" |
| Bola | HA-139 | 1" |
| Bola | HA-140 | 1" |
| Bola | HA-141 | 1" |
| Bola | HA-142 | 1" |
| Check | HA-143 | 1/2" |
| Bola | HA-144 | 1/2" |
| Bola | HA-145 | 1" |
| Bola | HA-146 | 1" |
| Check | HA-147 | 1/2" |
| Bola | HA-148 | 1/2" |
| Compuerta | HA-149 | 1/2" |
| Compuerta | HA-150 | 1/2" |
| Bola | HA-151 | 2" |
| Bola | HA-152 | 2" |
| Bola | HA-153 | 4" |
| Bola | HA-154 | 4" |
| Check | HA-155 | 2" |
| Bola | HA-156 | 2" |
| Bola | HA-157 | 4" |
| Bola | HA-158 | 4" |
| Check | HA-159 | 2" |
| Bola | HA-160 | 2" |
| Bola | HA-161 | 4" |
| Bola | HA-162 | 4" |
| Check | HA-163 | 2" |
| Bola | HA-164 | 2" |
| Bola | HA-165 | 4" |
| Bola | HA-166 | 4" |

Tabla 4.12. Tipo de válvulas en la planta de tratamiento (continuación...)

| Tipo de válvula | Identificación | Diámetro nominal [in] |
|-----------------|----------------|-----------------------|
| Bola | HA-167 | 1 1/2" |
| Compuerta | HA-168 | 1 1/2" |
| Compuerta | HA-169 | 1 1/2" |
| Compuerta | HA-270 | 1/2" |
| Compuerta | HA-271 | 1/4" |
| Compuerta | HA-272 | 1/4" |
| Compuerta | HA-273 | 1/4" |
| Compuerta | HA-274 | 1/4" |
| Compuerta | HA-275 | 1/4" |
| Compuerta | HA-276 | 1/4" |
| Compuerta | HA-277 | 1/4" |
| Compuerta | HA-278 | 1" |
| Bola | HA-279 | 1" |
| Bola | HA-280 | 1" |
| Check | HA-281 | 1/2" |
| Bola | HA-282 | 1/2" |
| Bola | HA-283 | 1" |
| Bola | HA-284 | 1" |
| Check | HA-285 | 1/2" |
| Bola | HA-286 | 1/2" |
| Bola | HA-287 | 1/2" |
| Bola | HA-288 | 1/2" |
| Bola | HA-289 | 1/2" |
| Bola | HA-290 | 1/2" |
| Bola | HA-291 | 1/2" |
| Compuerta | HA-292 | 1/4" |
| Bola | HA-293 | 1/4" |
| Bola | HA-294 | 1/4" |
| Bola | HA-295 | 1/4" |
| Bola | HA-296 | 1/4" |
| Bola | HA-297 | 1/4" |
| Compuerta | HA-298 | 1/4" |
| Compuerta | HA-299 | 1/4" |

| Tipo de válvula | Identificación | Diámetro nominal [in] |
|-----------------|----------------|-----------------------|
| Compuerta | HA-3100 | 1" |
| Bola | HA-3101 | 4" |
| Bola | HA-3102 | 4" |
| Check | HA-3103 | 2" |
| Bola | HA-3104 | 2" |
| Bola | HA-3105 | 4" |
| Bola | HA-3106 | 4" |
| Check | HA-3107 | 2" |
| Bola | HA-3108 | 2" |
| Compuerta | HA-3109 | 1/2" |
| Compuerta | HA-3110 | 1/2" |
| Compuerta | HA-3111 | 1/4" |
| Bola | HA-3112 | 2" |
| Compuerta | HA-3113 | 4" |
| Bola | HA-3114 | 4" |
| Bola | HA-3115 | 4" |
| Check | HA-3116 | 2" |
| Bola | HA-3117 | 2" |
| Bola | HA-3118 | 4" |
| Bola | HA-3119 | 4" |
| Check | HA-3120 | 2" |
| Bola | HA-3121 | 2" |
| Compuerta | HA-3122 | 2" |
| Bola | HA-3123 | 4" |
| Bola | HA-3124 | 4" |
| Check | HA-3125 | 2" |
| Bola | HA-3126 | 2" |
| Bola | HA-3127 | 4" |
| Bola | HA-3128 | 4" |
| Check | HA-3129 | 2" |
| Bola | HA-3130 | 2" |
| Compuerta | HA-3131 | 2" |
| Bola | HA-3132 | 2" |

Tabla 4.12. Tipo de válvulas en la planta de tratamiento (continuación...)

| Tipo de válvula | Identificación | Diámetro nominal [in] |
|------------------------|-----------------------|------------------------------|
| Compuerta | HA-3133 | 1/4" |
| Compuerta | HA-3134 | 3" |
| Bola | HA-3135 | 2" |
| Bola | HA-3136 | 2" |
| Check | HA-3137 | 1" |
| Bola | HA-3138 | 1" |
| Bola | HA-3139 | 2" |
| Bola | HA-3140 | 2" |
| Check | HA-3141 | 1" |
| Bola | HA-3142 | 1" |

En la planta de tratamiento se utilizarán tres tipos de válvulas: de bola, check y de compuerta. Se calculó el coeficiente de descarga de las válvulas en operación completamente abierta. En la Tabla 4.13 se detalla el coeficiente de descarga; este parámetro permitirá seleccionar la válvula en los catálogos comerciales. Los cálculos respectivos se detallan en el Anexo AV.7.

Tabla 4.13. Coeficiente de descarga de las válvulas de la planta de tratamiento

| Válvula | Coeficiente de descarga [gpm/psi^{1/2}] |
|----------------|--|
| Bola | 14,03 |
| Check | 3,51 |
| Compuerta | 0,27 |

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

Los resultados del dimensionamiento de los equipos principales y equipos secundarios se presentan en la Tabla 4.14. Los detalles de los cálculos se encuentran en los Anexos IV y V.

Tabla 4.14. Resultados del dimensionamiento de los equipos principales y equipos secundarios de la planta de tratamiento

| Equipo | Identificación | Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen nominal [m ³] | Espesor [mm] | Temperatura de operación [°C] | Temperatura de diseño [°C] | Presión de operación [psi] | Presión de diseño [psi] |
|--|----------------|------------|--------------|-----------------------------------|--------------|-------------------------------|----------------------------|----------------------------|-------------------------|
| Tanque de homogeneización | TK-1101 | 1,80 | 1,70 | 3,91 | 4,44 | 50,50 | 25,00 | 13,45 | 14,80 |
| Sedimentador primario | U-1101A/B | 2,30 | 3,30 | 18,36 | 5,12 | 36,52 | 25,00 | 14,23 | 15,65 |
| Sedimentador secundario | U-1303 | 2,60 | 3,00 | 17,27 | 5,18 | 22,78 | 25,00 | 14,74 | 16,21 |
| Filtro granular | U-1102A/B | 2,00 | 0,30 | 0,14 | 4,09 | 34,91 | 25,00 | 13,80 | 15,18 |
| Reactor Fenton | R-1301 | 2,80 | 2,80 | 17,24 | 5,18 | 27,07 | 25,00 | 15,04 | 16,54 |
| Tanque de mezcla | TK-1202 | 1,00 | 1,00 | 0,80 | 4,16 | 17,64 | 25,00 | 12,44 | 13,68 |
| Tanque de acondicionamiento | TK-1203 | 1,30 | 1,30 | 1,73 | 4,27 | 17,47 | 25,00 | 12,90 | 14,20 |
| Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N | TK-1204 | 1,10 | 1,10 | 1,05 | 4,22 | 18,64 | 25,00 | 12,90 | 14,18 |
| Tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N | TK-1205 | 0,60 | 0,60 | 0,17 | 4,07 | 18,50 | 25,00 | 12,00 | 13,20 |
| Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso | TK-1206 | 0,80 | 0,80 | 0,40 | 4,10 | 17,73 | 25,00 | 12,14 | 13,35 |
| Tanque de almacenamiento de agua | TK-1207 | 1,25 | 1,25 | 1,53 | 4,23 | 19,43 | 25,00 | 12,65 | 13,91 |

Además de los resultados presentados en la Tabla 4.14, se detallan los resultados del dimensionamiento de bombas, tuberías y válvulas en las Tablas 4.7, 4.10 y 4.13, respectivamente. Los resultados del dimensionamiento de los agitadores se presentan en la Tabla 4.15; los cálculos se encuentran en el Anexo AV.8.

Tabla 4.15. Dimensiones de los agitadores de la planta de tratamiento

| Agitador | Del tanque de homogeneización | Del tanque de mezcla | Del tanque de acondicionamiento |
|--|-------------------------------|----------------------|---------------------------------|
| Identificación | A-1101 | A-1202 | A-1203 |
| Tipo de impulsor | Turbina | Hélice | Turbina |
| Diámetro del impulsor [m] | 0,57 | 0,33 | 0,43 |
| Ancho de las palas del impulsor [m] | 0,11 | - | 0,087 |
| Longitud de las palas del impulsor [m] | 0,14 | - | 0,11 |
| Altura del impulsor respecto al fondo [m] | 0,57 | 0,33 | 0,43 |
| Diámetro del disco central del impulsor [m] | 0,43 | 0,25 | 0,33 |
| Ancho del deflector [m] | 0,17 | 0,10 | 0,13 |

Las hojas de especificación de los equipos propuestos se presentan en las Tablas 4.16 a 4.30. La información que contienen dichas hojas corresponde al nombre e identificación del equipo, la modalidad de operación, las dimensiones, los parámetros de diseño, el material de construcción, una breve descripción del funcionamiento del equipo y un esquema en vista frontal y superior del equipo.

Tabla 4.16. Hoja de especificación del tanque de homogeneización

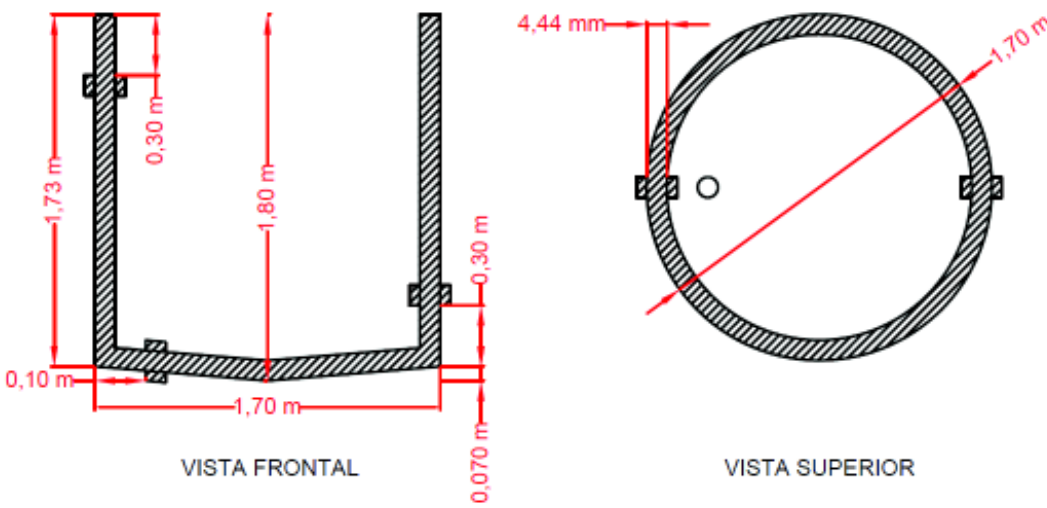
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 01 | | |
|--|------------------|--|
| Nombre del equipo: Tanque de homogeneización | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 1 |
| Identificación: TK-1101 | | Modalidad de operación: En continuo |
| Función: Estabilizar el pH, mejorar el rendimiento del tratamiento, reducir la superficie de filtración, mejorar el control de la dosificación de reactivos y proveer un flujo continuo para reactores de tipo <i>batch</i> | | |
| Dimensiones: Altura = 1,80 m Altura pendiente = 0,070 m Diámetro = 1,70 m Espesor = 4,44 mm Volumen = 3,91 m ³ | | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 14,80 psi Caudal = 1,90 m ³ /h Tiempo de residencia = 83,80 min |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
|  <p>The technical drawing consists of two views of a homogenization tank. The left view, labeled 'VISTA FRONTAL', shows a U-shaped cross-section. The vertical legs are 1,73 m high, and the horizontal base is 1,70 m wide. The total height from the base to the top of the legs is 1,80 m. The thickness of the walls is 4,44 mm. The right view, labeled 'VISTA SUPERIOR', shows a circular top-down view with a diameter of 1,70 m and a wall thickness of 4,44 mm. Two small circles represent the inlet and outlet ports.</p> | | |

Tabla 4.17. Hoja de especificación del sedimentador primario

| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 02 | | |
|--|------------------|--|
| Nombre del equipo: Sedimentador primario | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 2 |
| Identificación: U-1101A/B | | Modalidad de operación: Por lotes |
| Función: Almacenar el efluente, mezclar el cloruro de sodio con el efluente, sedimentar y eliminar sólidos totales y suspendidos | | |
| Dimensiones: Altura = 2,30 m Altura pendiente = 0,14 m Diámetro = 3,30 m Espesor = 5,12 mm Volumen = 18,36 m ³ | | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 15,65 psi Tiempo de almacenamiento = 8,00 h Tiempo de mezcla = 20,00 min Tiempo de sedimentación = 4,38 h |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
| <p>The technical drawing consists of two views: a front view (VISTA FRONTAL) and a top view (VISTA SUPERIOR). The front view shows a U-shaped tank with a total height of 2.30 m. The vertical walls are 2.16 m high, and the bottom horizontal section is 0.14 m high. The width of the tank is 3.30 m. The thickness of the walls is 5.12 mm. The top view shows a circular tank with a diameter of 3.30 m and a wall thickness of 5.12 mm. There are two small circles in the center of the top view, likely representing inlet and outlet pipes.</p> | | |

Tabla 4.18. Hoja de especificación del sedimentador secundario

| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 03 | | |
|--|------------------|--|
| Nombre del equipo: Sedimentador secundario | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 1 |
| Identificación: U-1303 | | Modalidad de operación: Por lotes |
| Función: Acondicionar el efluente con el hidróxido de sodio 10 N, sedimentar y eliminar sólidos totales y suspendidos | | |
| Dimensiones: Altura = 2,60 m Altura pendiente = 0,13 m Diámetro = 3,00 m Espesor = 5,18 mm Volumen = 17,27 m ³ | | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 16,21 psi Tiempo de acondicionamiento = 20,00 min Tiempo de sedimentación = 4,00 h |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
| <p>The drawing consists of two parts: 'VISTA FRONTAL' (Front View) and 'VISTA SUPERIOR' (Top View). VISTA FRONTAL: Shows a U-shaped cross-section of the tank. The total height is 2,60 m. The vertical walls are 2,47 m high. The bottom has a slight slope with a height of 0,13 m. The total width is 3,00 m. The wall thickness is 5,18 mm. There are four support feet, each 0,30 m high. The bottom width at the feet is 0,10 m. VISTA SUPERIOR: Shows a circular top view with a diameter of 3,00 m. The wall thickness is 5,18 mm. There are four support feet around the perimeter.</p> | | |

Tabla 4.19. Hoja de especificación del filtro granular

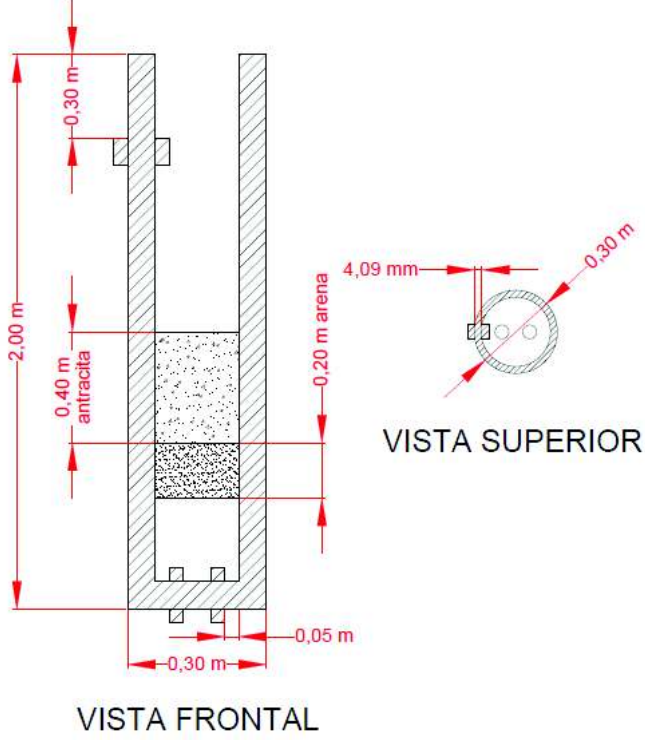
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 04 | | |
|--|------------------|---|
| Nombre del equipo: Filtro granular | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 2 |
| Identificación: U-1102A/B | | Modalidad de operación: Semicontinuo |
| Función: Filtrar los sólidos suspendidos remanentes | | |
| Dimensiones: Altura = 2,00 m Diámetro = 0,30 m Espesor = 4,09 mm Volumen = 0,14 m ³ Altura de antracita = 0,40 m Altura de arena = 0,20 m | | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 15,18 psi Caudal = 5,88 m ³ /h Tiempo de residencia = 1,42 min |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
|  <p>The diagram illustrates the granular filter's design. The front view (VISTA FRONTAL) shows a cylindrical vessel with a total height of 2.00 m and a diameter of 0.30 m. The vessel is divided into three main sections: a top section of 0.30 m height, a middle section containing 0.40 m of anthracite (antracita), and a bottom section containing 0.20 m of sand (arena). The vessel's wall thickness is 4.09 mm. The bottom section has a diameter of 0.30 m and a height of 0.20 m. The bottom flange has a diameter of 0.30 m and a thickness of 0.05 m. The top view (VISTA SUPERIOR) shows the circular cross-section of the vessel with a diameter of 0.30 m and a wall thickness of 4.09 mm.</p> | | |

Tabla 4.20. Hoja de especificación del reactor Fenton

| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 05 | | |
|---|---|-----------------------------|
| Nombre del equipo: Reactor Fenton | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 1 |
| Identificación: R-1301 | Modalidad de operación: Por lotes | |
| Función: Acondicionar el efluente con ácido sulfúrico 10 N y llevar a cabo la reacción Fenton entre el efluente, el complejo ión ferroso-ácido cítrico y el peróxido de hidrógeno 30 % en peso | | |
| Dimensiones: Altura = 2,80 m Diámetro = 2,80 m Espesor = 5,18 mm Volumen = 17,24 m ³ | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 16,54 psi Tiempo de acondicionamiento = 20,00 min Tiempo de reacción = 2,32 h | |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
| <p style="text-align: center;">VISTA FRONTAL VISTA SUPERIOR</p> | | |

Tabla 4.21. Hoja de especificación del tanque de mezcla

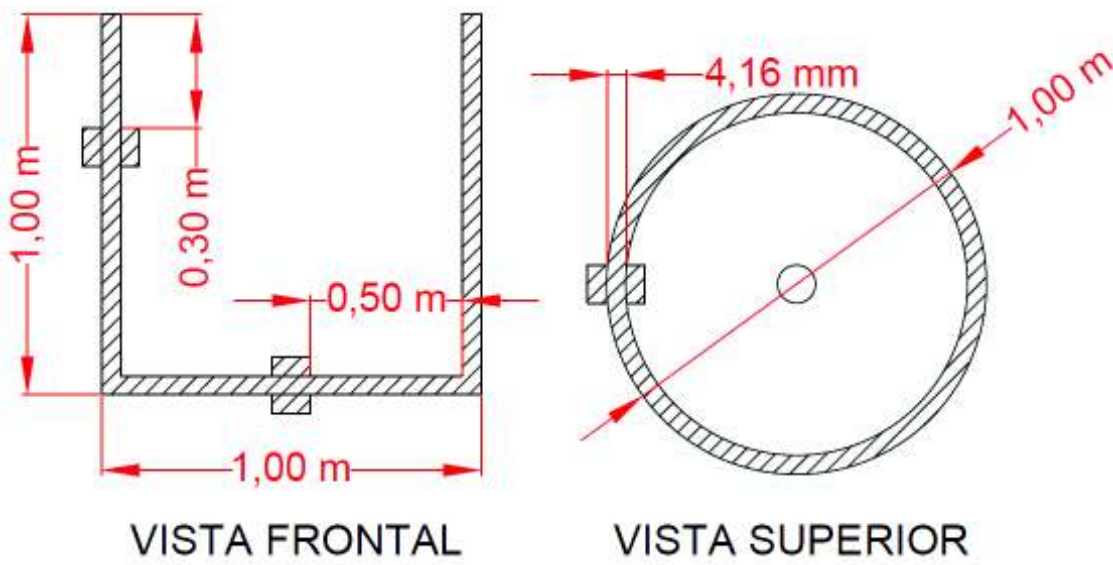
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 06 | | |
|--|---|-----------------------------|
| Nombre del equipo: Tanque de mezcla | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 1 |
| Identificación: TK-1202 | Modalidad de operación: Por lotes | |
| Función: Mezclar el sulfato ferroso y agua para formar la solución de sulfato ferroso | | |
| Dimensiones: Altura = 1,00 m Diámetro = 1,00 m Espesor = 4,16 mm Volumen = 0,80 m ³ | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 13,68 psi Tiempo de mezcla = 20,00 min | |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
|  <p>The technical drawing consists of two views of a cylindrical mixing tank. The left view, labeled 'VISTA FRONTAL', shows a cross-section of the tank. It is a U-shaped structure with a total height of 1,00 m and a total width of 1,00 m. The vertical walls are 0,30 m high, and the horizontal base is 0,50 m wide. The right view, labeled 'VISTA SUPERIOR', shows the top of the tank. It is a circle with a diameter of 1,00 m and a wall thickness of 4,16 mm. A small circle in the center represents the top of the mixing shaft.</p> | | |

Tabla 4.22. Hoja de especificación del tanque de acondicionamiento

| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 07 | | |
|--|------------------|---|
| Nombre del equipo: Tanque de acondicionamiento | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 1 |
| Identificación: TK-1203 | | Modalidad de operación: Por lotes |
| Función: Mezclar el ácido cítrico y agua para formar la solución de ácido cítrico, acondicionar con hidróxido de sodio 10 N la mezcla sulfato ferroso-ácido cítrico hasta alcanzar un valor de pH de 2,80 y acondicionar con hidróxido de sodio 10 N la mezcla hasta alcanzar un valor de pH de 4,50 con lo cual se forma el complejo ión ferroso-ácido cítrico | | |
| Dimensiones: Altura = 1,30 m Diámetro = 1,30 m Espesor = 4,27 mm Volumen = 1,73 m ³ | | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 14,20 psi Tiempo de acondicionamiento a pH 2,80 = 20,00 min Tiempo de acondicionamiento a pH 4,50 = 20,00 min |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
| <p style="text-align: center;">VISTA FRONTAL VISTA SUPERIOR</p> | | |

Tabla 4.23. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N

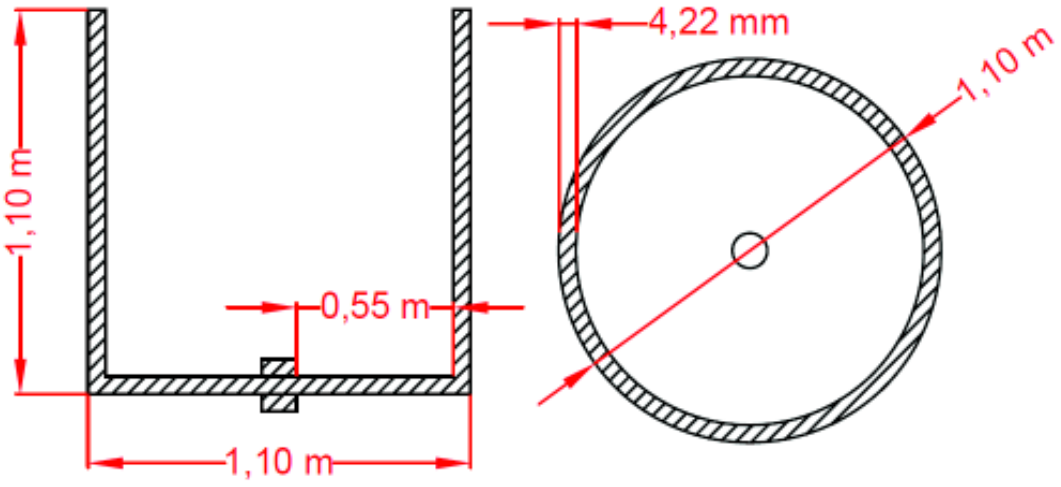
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 08 | | |
|--|------------------|---|
| Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 1 |
| Identificación: TK-1204 | | Modalidad de operación: Almacenamiento |
| Función: Almacenar el ácido sulfúrico 10 N | | |
| Dimensiones: Altura = 1,10 m Diámetro = 1,10 m Espesor = 4,22 mm Volumen = 1,05 m ³ | | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 14,18 psi |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
|  | | |
| VISTA FRONTAL | | VISTA SUPERIOR |

Tabla 4.24. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N

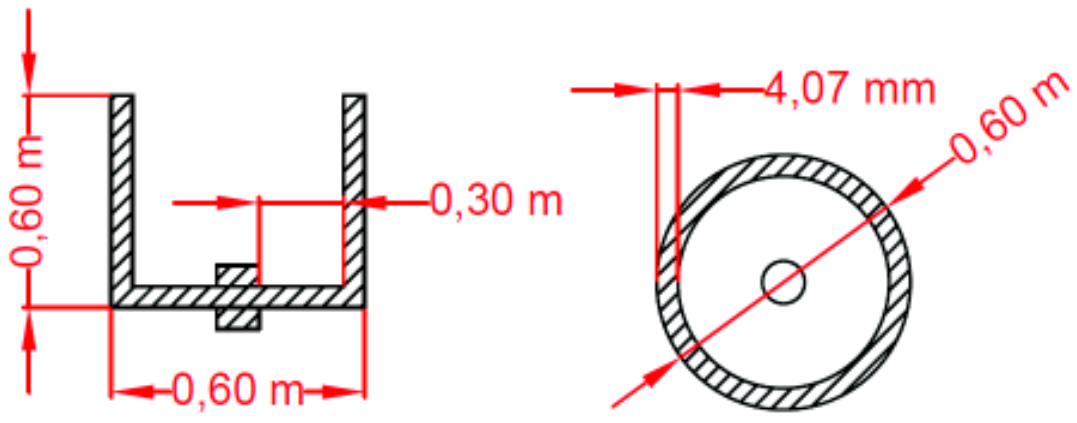
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 09 | | |
|---|------------------|---|
| Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 1 |
| Identificación: TK-1205 | | Modalidad de operación: Almacenamiento |
| Función: Almacenar el hidróxido de sodio 10 N | | |
| Dimensiones: Altura = 0,60 m Diámetro = 0,60 m Espesor = 4,07 mm Volumen = 0,17 m ³ | | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 13,20 psi |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
|  <p>The technical drawing consists of two views of a cylindrical tank. The left view, labeled 'VISTA FRONTAL', is a cross-section showing a cylinder with a height of 0,60 m and a diameter of 0,60 m. The wall thickness is indicated as 4,07 mm. A central vertical pipe is shown with a diameter of 0,30 m. The right view, labeled 'VISTA SUPERIOR', is a top-down view of the cylinder, showing the same diameter of 0,60 m and wall thickness of 4,07 mm.</p> | | |
| <p>VISTA FRONTAL VISTA SUPERIOR</p> | | |

Tabla 4.25. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso

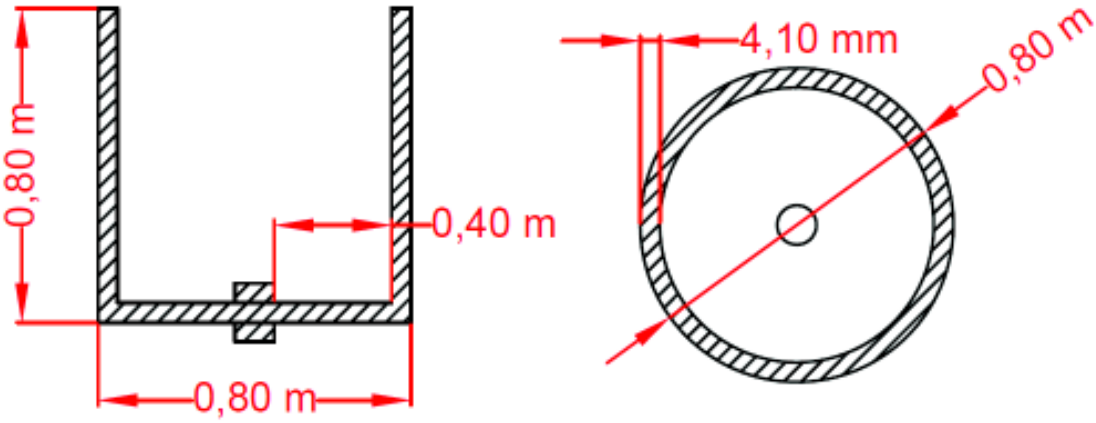
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 10 | |
|--|---|
| Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - Número de equipos: 1 |
| Identificación: TK-1206 | Modalidad de operación: Almacenamiento |
| Función: Almacenar el peróxido de hidrógeno 30 % en peso | |
| Dimensiones: Altura = 0,80 m Diámetro = 0,80 m Espesor = 4,10 mm Volumen = 0,40 m ³ | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 13,35 psi |
| Material de construcción: Polipropileno | |
| Esquema del equipo: | |
|  | |
| VISTA FRONTAL | VISTA SUPERIOR |

Tabla 4.26. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua

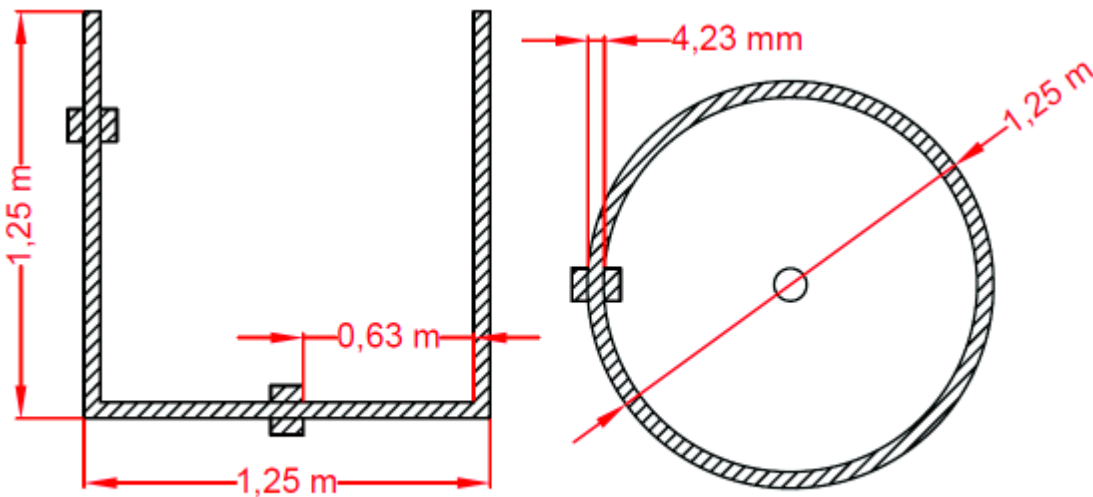
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 11 | | |
|--|---|-----------------------------|
| Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de agua | | |
| Fabricante: Empresa en estudio | Modelo: - | Número de equipos: 1 |
| Identificación: TK-1207 | Modalidad de operación: Almacenamiento | |
| Función: Almacenar el agua | | |
| Dimensiones: Altura = 1,25 m Diámetro = 1,25 m Espesor = 4,23 mm Volumen = 1,53 m ³ | Parámetros de diseño: Temperatura = 25 °C Presión = 13,91 psi | |
| Material de construcción: Polipropileno | | |
| Esquema del equipo: | | |
|  | | |
| <p>VISTA FRONTAL</p> <p>VISTA SUPERIOR</p> | | |

Tabla 4.27. Hoja de especificación de la bomba centrífuga de 1/4 HP

| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 12 | | | | | | | | | | | | | | |
|---|-------|-----|----------------|---------------------------------|-----|-----|--|-----------------------------|-----|------|----|------|------|--|
| Nombre del equipo: Bomba centrífuga de 1/4 HP | | | | | | | | | | | | | | |
| Fabricante: Truper | | | | Modelo: 10071 / BOAC-1/4 | | | | Número de equipos: 4 | | | | | | |
| Identificación: P-1101A/B, P-1205A/B | | | | | | | Modalidad de operación: 50 min de trabajo por 20 min de descanso | | | | | | | |
| Función: Bombear el efluente con una potencia de 1/4 HP venciendo la resistencia al movimiento producido por la tubería, los accesorios y la fuerza de la gravedad | | | | | | | | | | | | | | |
| Dimensiones: Ver esquema del equipo | | | | | | | Parámetros de diseño: Potencia 1/4 HP P-1101A/B: NPSH = 1,54 m TDH = 11,81 psi P-1205A/B: NPSH = 1,53 m TDH = 18,80 psi | | | | | | | |
| Material de construcción: Cuerpo de la bomba: hierro fundido con bocas roscadas ISO 228/1. Rodete: latón | | | | | | | | | | | | | | |
| Esquema del equipo: | | | | | | | | | | | | | | |
| | | | | | | | | | | | | | | |
| MODELO | BOCAS | | DIMENSIONES mm | | | | | | | | | | kg | |
| | DN1 | DN2 | a | f | h | h1 | h2 | n | n1 | w | s | 1~ | 3~ | |
| CP 160C | | | | | | | | | | | | 19.7 | 17.7 | |
| CP 160B | | | 54 | 373 | 260 | 110 | 150 | 207 | 165 | 44.5 | 11 | 21.0 | 21.0 | |

Tabla 4.28. Hoja de especificación de la bomba centrífuga de 3/4 HP

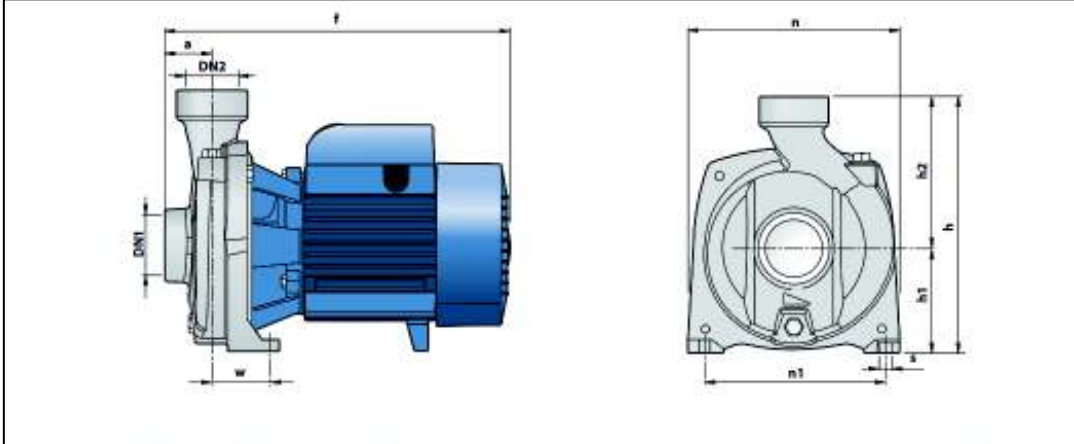
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 13 | | | | | | | | | | | | | | |
|---|--------------|-------|-----|-----------------------------|-----|---|----|-----------------------------|-----|----------------|----|----|------|------|
| Nombre del equipo: Bomba centrífuga de 3/4 HP | | | | | | | | | | | | | | |
| Fabricante: Pedrollo | | | | Modelo: NGA 1B - PRO | | | | Número de equipos: 8 | | | | | | |
| Identificación: P-1104A/B, P-1306A/B, P-1307A/B, P-1308A/B | | | | | | Modalidad de operación: 50 min de trabajo por 20 min de descanso | | | | | | | | |
| Función: Bombear el efluente con una potencia de 3/4 HP venciendo la resistencia al movimiento producido por la tubería, los accesorios y la fuerza de la gravedad | | | | | | | | | | | | | | |
| Dimensiones: Ver esquema del equipo | | | | | | Parámetros de diseño: Potencia 3/4 HP | | | | | | | | |
| | | | | | | P-1104A/B: | | | | P-1307A/B: | | | | |
| | | | | | | NPSH = 1,54 m | | | | NPSH = 1,52 m | | | | |
| | | | | | | TDH = 7,80 psi | | | | TDH = 2,62 psi | | | | |
| | | | | | | P-1306A/B: | | | | P-1308A/B: | | | | |
| | | | | | | NPSH = 1,52 m | | | | NPSH = 1,52 m | | | | |
| | | | | | | TDH = 3,13 psi | | | | TDH = 3,50 psi | | | | |
| Material de construcción: Cuerpo de la bomba: acero inoxidable AISI 316 con bocas roscadas ISO 228/1. Rodete: acero inoxidable AISI 316 | | | | | | | | | | | | | | |
| Esquema del equipo: | | | | | | | | | | | | | | |
|  | | | | | | | | | | | | | | |
| MODELO | | BOCAS | | DIMENSIONES mm | | | | | | | | | kg | |
| Monofásica | Trifásica | DN1 | DN2 | a | f | h | h1 | h2 | n | n1 | w | s | 1~ | 3~ |
| NGAm 1B - PRO | NGA 1B - PRO | 1½" | 1½" | 41 | 297 | 227 | 92 | 135 | 190 | 160 | 50 | 10 | 13.0 | 11.9 |
| NGAm 1A - PRO | NGA 1A - PRO | | | | | | | | | | | | 13.1 | 12.0 |

Tabla 4.29. Hoja de especificación de la bomba centrífuga de 1 HP

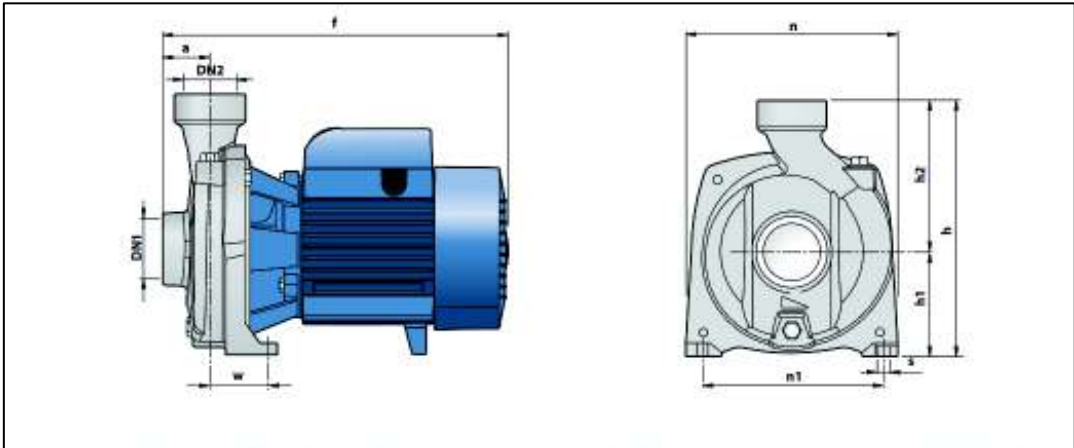
| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 14 | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|--------------|-------|-----|-----------------------------|-----|---|----|-----------------------------|-----|-----|----|----|------|------|--|
| Nombre del equipo: Bomba centrífuga de 1 HP | | | | | | | | | | | | | | | |
| Fabricante: Pedrollo | | | | Modelo: NGA 1A - PRO | | | | Número de equipos: 4 | | | | | | | |
| Identificación: P-1102A/B/C/D | | | | | | Modalidad de operación: 50 min de trabajo por 20 min de descanso | | | | | | | | | |
| Función: Bombear el efluente con una potencia de 1 HP venciendo la resistencia al movimiento producido por la tubería, los accesorios y la fuerza de la gravedad | | | | | | | | | | | | | | | |
| Dimensiones: Ver esquema del equipo | | | | | | Parámetros de diseño: Potencia 1 HP P-1102A/B/C/D: NPSH = 1,53 m TDH = 5,22 psi | | | | | | | | | |
| Material de construcción: Cuerpo de la bomba: acero inoxidable AISI 316 con bocas roscadas ISO 228/1. Rodete: acero inoxidable AISI 316 | | | | | | | | | | | | | | | |
| Esquema del equipo: | | | | | | | | | | | | | | | |
|  | | | | | | | | | | | | | | | |
| MODELO | | BOCAS | | DIMENSIONES mm | | | | | | | | | | kg | |
| Monofásica | Trifásica | DN1 | DN2 | a | f | h | h1 | h2 | n | n1 | w | s | 1~ | 3~ | |
| NGAm 1B - PRO | NGA 1B - PRO | 1½" | 1½" | 41 | 297 | 227 | 92 | 135 | 190 | 160 | 50 | 10 | 13.0 | 11.9 | |
| NGAm 1A - PRO | NGA 1A - PRO | | | | | | | | | | | | 13.1 | 12.0 | |

Tabla 4.30. Hoja de especificación de la bomba de émbolo de 20 gpm

| HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 15 | | |
|---|-------------------------------------|--|
| Nombre del equipo: Bomba de émbolo de 20 gpm | | |
| Fabricante: Cat Pumps | Modelo: Stainless steel 2511 | Número de equipos: 4 |
| Identificación: P-1103A/B, P-1309A/B | | Modalidad de operación: 50 min de trabajo por 20 min de descanso |
| Función: Bombear líquidos con altos contenidos de sólidos de 18 a 20 %, venciendo la resistencia al movimiento producido por la tubería, los accesorios y la fuerza de la gravedad | | |
| Dimensiones: Ver esquema del equipo | | Parámetros de diseño: Potencia 1/4 HP P-1103A/B: P-1309A/B: TDH = 2,23 psi TDH = 0,59 psi |
| Material de construcción: Acero bajo la norma estándar NBR | | |
| Esquema del equipo: | | |
| | | |

5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Se evaluaron los costos de implementación de la planta en función de los costos directos, los costos indirectos y los costos de operación. Los cálculos realizados se exponen en el Anexo VII.

5.1. COSTOS DIRECTOS

Los costos directos que se evaluaron fueron la materia prima, la mano de obra directa e indirecta, el mantenimiento, los servicios y los suministros.

La materia prima para el funcionamiento de la planta de tratamiento y su costo se detallan en la Tabla 5.1.

Tabla 5.1. Costo de la materia prima por mes

| Materia prima | Cantidad [kg/mes] | Costo [USD/mes] |
|------------------------------------|--------------------------|------------------------|
| Ácido cítrico sólido | 2 663,24 | 1 930,84 |
| Sulfato ferroso sólido | 3 854,02 | 392,42 |
| Cloruro de sodio sólido | 18 240,00 | 1 824,00 |
| Hidróxido de sodio 10 N o 30 % m/m | 11 339,46 | 148,44 |
| Ácido sulfúrico 10 N o 40 % m/m | 59 303,74 | 658,39 |
| Peróxido de hidrógeno 30 % m/m | 22 123,56 | 823,00 |
| Agua | 69,31 ^a | 49,90 |
| | Total | 5 827,00 |

a: La unidad de medida es m³/mes.

Se necesitará de una persona para que cumpla con las siguientes funciones: agregar los reactivos a la planta de tratamiento y controlar los tiempos de mezclado. El empleado es proporcionado por la empresa, por lo tanto, no existirá la necesidad de contratar nuevo personal. El costo de mantenimiento se calculó al considerar el 10 % del costo total de los equipos que fue de 57 622,80 USD. El costo por mantenimiento calculado fue 5 762,28 USD.

El único servicio que utilizará la planta de tratamiento es el de energía eléctrica. La empresa cuenta con generadores propios cuyo costo es 0,09 USD/kW-h. En la Tabla 5.2 se detalla el costo por energía eléctrica que consumirán las bombas y los agitadores.

Tabla 5.2. Costo del servicio de energía eléctrica de la planta de tratamiento por mes

| Equipo | Costo [USD/mes] |
|----------------------------|------------------------|
| Bomba centrífuga de 1/4 HP | 7,18 |
| Bomba de émbolo de 1/4 HP | 1,03 |
| Bomba centrífuga de 3/4 HP | 8,32 |
| Bomba centrífuga de 1 HP | 1,34 |
| Motor mecánico de 1/2 HP | 1,50 |
| Motor mecánico de 3/4 HP | 1,00 |
| Motor mecánico de 2 HP | 64,80 |
| Total | 85,16 |

El sistema de tratamiento no requiere de más suministros que la materia prima. El costo directo de la planta se calculó al sumar el costo total de las Tablas 5.1 y 5.2, además del costo por mantenimiento. El costo directo calculado fue 11 674,44 USD.

5.2. COSTOS INDIRECTOS

Los costos indirectos que se evaluaron fueron la depreciación, los impuestos, los seguros y el costo de adquisición de equipos principales y secundarios.

La empresa al poseer su propia planta de energía eléctrica y de tratamiento de agua para consumo interno, no paga impuestos por estos servicios. Como no es necesario contratar nuevo personal el costo por seguros también se omite.

El costo por construcción de los equipos principales y secundarios, así como el costo por la adquisición de las válvulas se detallan en la Tabla 5.3.

Tabla 5.3. Costo de implementación de la planta de tratamiento

| Equipo principal, secundario ó válvula | Cantidad | Costo [USD] |
|---|-----------------|--------------------|
| Tanque de homogeneización | 1 | 742,07 |
| Sedimentador primario | 2 | 4 046,33 |
| Filtro granular | 2 | 244,25 |
| Tanque de mezcla | 1 | 245,23 |
| Tanque de acondicionamiento | 1 | 414,44 |
| Reactor Fenton | 1 | 1 922,62 |
| Sedimentador secundario | 1 | 1 971,66 |
| Tanque de almacenamiento ácido sulfúrico 10 N | 1 | 296,73 |
| Tanque de almacenamiento hidróxido de sodio 10 N | 1 | 88,28 |
| Tanque de almacenamiento peróxido de hidrógeno 30 % en peso | 1 | 156,95 |
| Tanque de almacenamiento agua | 1 | 383,17 |
| Bomba centrífuga de 1/4 HP | 2 | 337,90 |
| Bomba de émbolo de 1/4 HP | 2 | 14 058,10 |
| Bomba centrífuga de 3/4 HP | 4 | 1 532,88 |
| Bomba centrífuga de 1 HP | 1 | 510,96 |
| Motor mecánico de 1/2 HP | 1 | 75,83 |
| Motor mecánico de 3/4 HP | 1 | 113,72 |
| Motor mecánico de 2 HP | 1 | 189,15 |
| Válvula de bola de 1/4" | 5 | 325,80 |
| Válvula de bola de 1/2" | 10 | 785,50 |
| Válvula de bola de 1" | 17 | 1 790,61 |
| Válvula de bola de 1 1/2" | 12 | 1 797,36 |
| Válvula de bola de 2" | 26 | 5 049,98 |
| Válvula de bola de 4" | 20 | 13 279,00 |
| Válvula de check de 1/2" | 4 | 197,08 |
| Válvula de check de 1" | 4 | 249,60 |
| Válvula de check de 1 1/2" | 2 | 197,88 |
| Válvula de check de 2" | 10 | 1 355,70 |
| Válvula de compuerta de 1/4" | 12 | 1 380,96 |
| Válvula de compuerta de 1/2" | 6 | 842,04 |
| Válvula de compuerta de 1" | 2 | 345,60 |
| Válvula de compuerta de 1 1/2" | 4 | 786,88 |
| Válvula de compuerta de 2" | 6 | 1 323,78 |
| Válvula de compuerta de 3" | 1 | 268,46 |
| Válvula de compuerta de 4" | 1 | 316,29 |
| Total | | 57 622,80 |

El costo por depreciación se calculó al dividir el costo total de la Tabla 5.3 para el tiempo de vida útil de la planta de tratamiento que se estima de 10 años. El costo por depreciación calculado fue 480,19 USD/mes.

El costo indirecto de la planta de tratamiento se calculó al sumar el costo total de la Tabla 5.3 y el costo por depreciación de equipos, por lo tanto, el costo indirecto calculado fue 58 102,99 USD.

5.3. COSTOS OPERATIVOS

Los costos operativos que se evaluaron fueron la adquisición de reactivos y el costo energético. La adquisición de reactivos se detalla en la Tabla 5.1 y tiene un valor de 5 827,00 USD/mes; el costo energético se detalla en la Tabla 5.2 y tiene un valor de 85,16 USD/mes.

El costo operativo se calculó al sumar el costo de los reactivos y el costo energético y el valor calculado fue 5 912,16 USD/mes. Se determinó el costo de tratamiento por metro cúbico de efluente con la Ecuación 5.1.

$$\text{Costo de tratamiento} = \frac{\text{Costos operativos}}{\text{Caudal medio}} \quad [5.1]$$

El costo de tratamiento por metro cúbico de efluente fue calculado en 6,48 USD/m³.

5.4. RELACIÓN COSTO-BENEFICIO

El Código Orgánico del Ambiente indica en el artículo 318, punto 11, que es una infracción muy grave el incumplimiento de los límites permisibles sobre vertidos, descargas y emisiones. La sanción administrativa ante esta infracción se encuentra en el artículo 320, punto 4, y es la suspensión temporal de la actividad. La sanción económica se realizará en función de la capacidad económica de la empresa como

se describe en el artículo 323, punto 4. La empresa en estudio se encuentra en el grupo D, que es el grupo que tiene más ingresos económicos y con base en el artículo 326, punto 4, la multa será de doscientos salarios básicos unificados (Asamblea Nacional de la República del Ecuador, 2017, pp. 58, 60 y 61). Por lo tanto, el valor a cancelar debido a la multa será de 75 000,00 USD, al que se deberá añadir el costo por pérdida debido a la suspensión temporal de la producción.

La empresa podrá participar dentro de los programas de reconocimientos que ofrece el Ministerio del Ambiente, uno de estos programas es la Certificación Ecuatoriana Ambiental Punto Verde. La empresa puede presentar al reciclado interno como beneficio ambiental debido a la construcción y puesta en marcha de la planta de tratamiento (Ministerio del Ambiente del Ecuador, 2015a, p. 112). La cantidad de efluente que se reciclaría en masa será de 7 669 672,00 kg/año o en volumen 7 336,50 m³/año. Cabe mencionar que la empresa posee algunos beneficios ambientales a la fecha como son: la reducción de consumo de agua, reducción de generación de efluentes y la reducción de consumo de materia prima, productos auxiliares e insumos.

Se calculó el índice costo-beneficio mediante la Ecuación 5.2, donde el egreso es el costo operativo anual del tratamiento del efluente, mientras que el ingreso es el costo de la multa que, mientras no se aplique, es un ahorro para la empresa (Infante, 1993, p. 136).

$$\text{Índice costo – beneficio} = \frac{\text{Ingresos}}{\text{Egresos}} \quad [5.2]$$

Si el costo-beneficio es mayor que 1 el proyecto es aplicable, si es igual a 1 el proyecto es indiferente y si es menor que 1 el proyecto no es atractivo para su realización (Infante, 1993, p. 137).

La relación costo-beneficio calculada es de 1,06 por lo tanto el proyecto es aplicable. El valor calculado de la relación costo-beneficio también se puede entender como el ahorro de 1,06 USD por cada dólar de costo operativo de la planta de tratamiento. El cálculo se detalla en el Anexo AVII.3.

6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. American Petroleum Institute. (1991). *API Recommended practice 14 E: Recommended practice for design and installation of offshore production platform piping systems* (5ta. ed.). Washington D.C., Estados Unidos: API Publishing Services. Recuperado de <https://goo.gl/2zrKa9> (Abril, 2017)
2. American Petroleum Institute. (2002). *API Standard 620: Design and construction of large, welded, low-pressure storage tanks* (10ma. ed.). Washington D.C., Estados Unidos: API Publishing Services. Recuperado de <https://goo.gl/6xXUxk> (Abril, 2017)
3. American Petroleum Institute. (2013). *API Standard 650: Welded tanks for oil storage* (12va. ed.). Washington D.C., Estados Unidos: API Publishing Services. Recuperado de <https://goo.gl/1h1MaH> (Abril, 2017)
4. American Public Health Association. (1992). APHA 2540F Settleable Solids. En A. P. Association, *Standard methods for the examination of water and wastewater* (pp. 2-55 - 2-61). Washington D.C., Estados Unidos: American Public Health Association. Recuperado de <https://goo.gl/9iL6Hm> (Abril, 2017)
5. American Public Health Association. (1992). APHA 2550 Temperature. En American Public Health Association, *Standard methods for the examination of water and wastewater* (p. 2-61). Washington D.C., Estados Unidos: American Public Health Association. Recuperado de <https://goo.gl/1CE3oy> (Abril, 2017)
6. American Public Health Association. (1992). APHA 4500H pH Value. En American Public Health Association, *Standard methods for the examination of water and wastewater* (pp. 4-65 - 4-69). Washington D.C., Estados Unidos: American Public Health Association. Recuperado de <https://goo.gl/aTxXK4> (Abril, 2017)

7. American Society of Mechanical Engineers. (2009). ASME B31.3: Process piping guide. En Los Alamos Laboratory, *Engineering standards manual PD342*. Estados Unidos. Recuperado de <https://goo.gl/hKHTHz> (Abril, 2017)
8. Asamblea Nacional de la República del Ecuador. (2017). *Código orgánico del Ambiente*. Quito, Ecuador: Registro Oficial
9. Barbusinski, K. (2009). The full-scale treatment plant for decolourisation of dye wastewater. *Architecture civil engineering environment*(2), 89-94. Recuperado de <https://goo.gl/y5njRL> (Marzo, 2017)
10. Blanco, J. (2009). *Degradación de un efluente textil real mediante procesos Fenton y Foto-Fenton*. Barcelona, España: Universidad Politécnica de Cataluña. Recuperado de <https://goo.gl/dTbBPZ> (Marzo, 2017)
11. Cámara de Industrias de Guayaquil. (2014). Industria Química: desafíos en investigación y desarrollo. *Industrias*, 5(6), 18 - 23. Recuperado de <https://goo.gl/TrZPf5> (Diciembre, 2016)
12. Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL). (2012). *Diagnóstico de las estadísticas del agua en el Ecuador, informe final*. Recuperado de <https://goo.gl/HREQ46> (Febrero, 2017)
13. Cornish, M. (1997). *El ABC de los plásticos*. México D.F., México: Universidad Iberoamericana
14. Fogler, S. (2008). *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas* (4ta. ed.). México D.F., México: Pearson
15. Gobierno Municipal de Rumiñahui. (2017). *Cantón Rumiñahui, datos geográficos*. Recuperado de <https://goo.gl/EsNsaQ> (Marzo, 2017)

16. Graco Inc. (2013). *Chemical compatibility guide*. Recuperado de <https://goo.gl/MqopDs> (Febrero, 2017)
17. Grundfos España S.A. (2008). *Manual de bombeo de aguas residuales*. Madrid, España. Recuperado de <https://goo.gl/3KJ37U> (Febrero, 2017)
18. Grundfos Management A/S. (2011). *The centrifugal pump*. Recuperado de <https://goo.gl/frKvVY> (Marzo, 2017)
19. Guerra, G. (2007). *Control automático y simulación digital*. Quito, Ecuador: Imprefepp
20. Heizer, J. y Render, B. (2009). *Principios de administración de operaciones* (7ma. ed.). México D.F., México: Pearson
21. Holman, J. (1998). *Transferencia de calor* (8va. ed.). Madrid, España: McGraw Hill
22. Industrial Risk Insurers. (1996). Oil and chemical plant layout and spacing. *Industrial Risk Information*. Recuperado de <https://goo.gl/mqZJm4> (Septiembre, 2017)
23. Infante, A. (1993). *Evaluación financiera de proyectos de inversión*. Bogotá, Colombia: Norma.
24. Instituto Ecuatoriano de Normalización. (2013). *Norma Técnica Ecuatoriana NTE INEN 2176:2013: Agua. Calidad del agua. Muestreo. Técnicas de muestreo*. Quito, Ecuador.
25. Instituto Nacional de Estadísticas y Censos. (2014). *Encuesta de información ambiental económica en empresas (EIAEEE) 2014*. Recuperado de <https://goo.gl/3uJ7Ar> (Enero, 2017)

26. Isch, T. (2016). *Estudio de un sistema para el tratamiento de efluentes contaminados con compuestos surfactantes por un método fenton y fenton modificado con un agente quelante (EDTA)*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico publicado) Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperada de la base de datos Repositorio Digital - EPN <https://goo.gl/NrG31k> (Febrero, 2017)
27. Juárez, F., Rincón, A. R. y Martínez, R. (2009). *Toxicología ambiental*. Aguascalientes, México: Universidad Autónoma de Aguascalientes. Recuperado de <http://www.ebrary.com> (Enero, 2017)
28. Levenspiel, O. (2004). *Ingeniería de las reacciones químicas* (3ra. ed.). México D.F., México: Limusa Wiley
29. Lin, S. (2007). *Water and wastewater calculations manual* (2da. ed.). Estados Unidos: McGraw-Hill. doi:10.1036/0071476245
30. Luko, S. (2012). El concepto del error estándar. *Magazines & Newsletters / ASTM Standardization*. Recuperado de <https://goo.gl/GAXkuN> (Diciembre, 2017)
31. Mañunga, T., Gutiérrez, H., Rodríguez, J. y Villareal, A. (2010). Tratamiento de residuos de DQO generados en el laboratorio de análisis ambientales. *Ingeniería e Investigación*, 30(2), 87-95. Recuperado de <https://goo.gl/L4gfjX> (Febrero, 2017)
32. Marín, R. (2013). *Procesos fisicoquímicos en depuración de aguas: Teoría, práctica y problemas resueltos*. Madrid, España: Ediciones Díaz de Santos. Recuperado de <http://www.ebrary.com> (Febrero, 2017)
33. McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química* (7ma. ed.). México D.F., México: McGraw Hill

34. Méndez, J. (2008). *Eliminación del surfactante dodecilsulfonato sódico de las aguas mediante adsorción en carbones activados, ozonificación catalizada y fotooxidación*. Granada, España: Universidad de Granada. Recuperado de <https://goo.gl/gtFbPy> (Marzo, 2017)
35. Metcalf & Eddy, Inc. (1995). *Ingeniería de aguas residuales: Tratamiento, vertido y reutilización* (3ra. ed., Vol. 1). Madrid, España: McGraw-Hill
36. Mills, A. (1995). *Transferencia de calor*. Bogotá, Colombia: McGraw-Hill
37. Ministerio del Ambiente del Ecuador. (2015a). *Marco institucional para incentivos ambientales*. Quito, Ecuador: Registro Oficial
38. Ministerio del Ambiente del Ecuador. (2015b). Norma de calidad ambiental y de descarga de efluentes: Recurso agua. En Ministerio del Ambiente del Ecuador. *Texto Unificado de la Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente* (Vol. VI, pp. 286-340). Quito, Ecuador: Registro Oficial
39. Morales, D. (2015). *Diseño de una planta de tratamiento de efluentes contaminados con colorantes azoicos de una industria textil, mediante la aplicación de coagulación-floculación combinado con procesos fenton convencional y fenton heterogéneo*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico publicado) Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador. Recuperada de la base de datos Repositorio Digital - EPN <https://goo.gl/xANrQx> (Febrero, 2017)
40. Ogata, K. (2010). *Ingeniería de control moderna* (5ta. ed.). Madrid, España: Pearson
41. Organización Internacional de Normalización. (2001). *ISO 10628:1997: Diagrama de flujo de plantas de proceso*. Madrid, España: AENOR.

42. Organización Panamericana de la Salud. (2005a). *Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores*. Lima, Perú. Recuperado de <https://goo.gl/GCNCXc> (Marzo, 2017)
43. Organización Panamericana de la Salud. (2005b). *Guía para diseño de sistemas de tratamiento de filtración en múltiples etapas*. Lima. Recuperado de <https://goo.gl/hA4Vkb> (Marzo, 2017)
44. Osorio, F., Torres, J. y Sánchez, M. (2010). *Tratamiento de aguas para la eliminación de microorganismos y agentes contaminantes: Aplicación de procesos industriales a la reutilización de aguas residuales*. Madrid, España: Ediciones Díaz de Santos. Recuperado de <http://www.ebrary.com> (Marzo, 2017)
45. Perry, R., Green, D. y Maloney, J. (2001). *Manual del Ingeniero Químico* (4ta. ed., Vol. I). Madrid, España: McGraw-Hill
46. Peters, M. y Timmerhaus, K. (1991). *Plant Design and economics for chemical engineers* (4ta. ed.). Singapur: McGraw-Hill
47. Petróleos de Venezuela S.A. (1994). *Manual de ingeniería de diseño volumen 15: preparación de diagramas de proceso*. Recuperado de <https://goo.gl/s1JWGT> (Enero, 2017)
48. Process Industry Practices. (2008). *PIP PIC001 - Piping and Instrumentation Diagram Documentation Criteria*. Austin, Estados Unidos: Process Industry Practices. Recuperado de <https://goo.gl/u5iqAQ> (Marzo, 2017)
49. Rigola, M. (1999). *Tratamiento de aguas industriales: aguas de proceso y residuales*. Bogotá, Colombia: Alfaomega

50. Rodríguez, A., Letón, P., Rosal, R., Dorado, M., Villar, S. y Sanz, J. (2006). Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales. *Vigilancia tecnológica* (2), 46-61. Recuperado de <https://goo.gl/dXLx3q> (Marzo, 2017)
51. Rodríguez, J., Casas, J., Mohedano, A., Zazo, J., Pliego, G. y Blasco, S. (2010). Aplicación del proceso fenton a la depuración de efluentes industriales y contaminantes emergentes. *Tecnologías de tratamiento de aguas para su reutilización – Programa Consolider Tragua*, 5-20. Recuperado de <https://goo.gl/ga3MfE> (Marzo, 2017)
52. Romero, J. (2004). *Tratamiento de aguas residuales: teoría y principios de diseño* (3ra. ed.). Bogotá, Colombia: Escuela Colombiana de Ingeniería.
53. Salager, J. y Fernández, A. (2004). *Surfactantes: Surfactantes aniónicos*. Recuperado de <https://goo.gl/EjqQR5> (Enero, 2017)
54. Sánchez, I. (2011). *Biodegradación de colorantes textiles industriales por las enzimas ligninolíticas de Trametes máxima MUCL44155 obtenidas en medios con bagazo de caña de azúcar*. La Habana, Cuba: Editorial Universitaria. Recuperado de <http://www.ebrary.com> (Marzo, 2017)
55. Streeter, V., Wylie, B. y Bedford, K. (2000). *Mecánica de fluidos* (9na. ed.). Bogotá, Colombia: McGraw-Hill
56. Towler, G. y Sinnott, R. (2008). *Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design*. Estados Unidos: Elsevier
57. Wittcoff, H. y Reuben, B. (1991). *Productos químicos orgánicos industriales* (1ra. ed.). México D.F., México: Limusa

ANEXOS

ANEXO I

DETERMINACIÓN DE CAUDAL MÍNIMO, MEDIO Y MÁXIMO DIARIO DEL EFLUENTE

La medición del caudal se realizó en la empresa, durante dos días, con la aplicación de la norma del Instituto Ecuatoriano de Normalización (INEN) 2176 Agua. Calidad del agua. Muestreo. Técnicas de muestreo (2013). Con un recipiente aforado, que se colocó en la descarga del efluente, se recogió un volumen por unidad de tiempo (p. 2). En la Tabla AI.1 se presentan los datos tomados durante un día de medición realizado en la empresa.

Tabla AI.1. Datos de la medición de caudal de un día de medición realizado en la empresa

| Tiempo | Caudal (m ³ /h) | Tiempo | Caudal (m ³ /h) |
|----------|----------------------------|----------|----------------------------|
| 10:55:00 | 3,40 | 12:32:00 | 7,12 |
| 11:00:00 | 3,55 | 12:34:00 | 8,14 |
| 11:06:00 | 2,59 | 12:46:00 | 6,14 |
| 11:10:00 | 1,08 | 12:47:00 | 5,11 |
| 11:30:00 | 0,71 | 12:49:00 | 2,56 |
| 11:35:00 | 1,43 | 12:52:00 | 2,43 |
| 11:37:00 | 0,92 | 12:53:00 | 1,61 |
| 11:38:00 | 0,64 | 13:00:00 | 5,07 |
| 12:10:00 | 0,46 | 13:01:00 | 4,16 |
| 12:11:00 | 1,34 | 13:03:00 | 1,29 |
| 12:12:00 | 1,58 | 15:00:00 | 1,53 |
| 12:15:00 | 1,65 | 15:04:00 | 0,75 |
| 12:30:00 | 1,29 | 15:05:00 | 0,70 |

Metcalf & Eddy (1995) concluyen que los caudales más importantes que se deben determinar son (pp. 41 - 42):

- Caudal mínimo diario: se utiliza para predecir la sedimentación en las tuberías cuando circula un caudal pequeño.

- Caudal medio diario: se utiliza para determinar la capacidad de la planta de tratamiento, la inversión en productos químicos, la cantidad de fangos y como caudal de diseño.
- Caudal máximo diario: se utiliza para determinar los tiempos de residencia.

Se realizó un análisis estadístico a los datos obtenidos para determinar el caudal, mediante el cálculo de la media geométrica y el error estándar con las Ecuaciones Al.1 y Al.2, respectivamente; Metcalf & Eddy (1995) sugieren utilizar estas herramientas estadísticas cuando los datos son sesgados (pp. 42 - 46).

A continuación, se presenta el ejemplo de cálculo del caudal medio diario realizado con los datos de la Tabla Al.1.

$$\bar{x} = \sqrt[n]{x_1 \times x_2 \times x_3 \times \dots \times x_n} \quad [\text{Al.1}]$$

Donde:

\bar{x} = Media geométrica

x = Dato

n = Número de datos

$$\bar{x} = \sqrt[26]{17\,684\,793,78}$$

$$\bar{x} = 1,90 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\text{SE} = \frac{\sqrt{\frac{\sum(x-\bar{x})^2}{n-1}}}{\sqrt{n}} \quad [\text{Al.2}]$$

Donde:

SE = Error estándar

$$SE = \frac{\sqrt{\frac{114,50}{26-1}}}{\sqrt{26}}$$

$$s = 0,42 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

En la Tabla AI.2 se presentan los resultados de caudal y el error estándar para el caudal mínimo, medio y máximo diario del efluente que proviene del área de lavavajillas.

Tabla AI.2. Resultados del caudal mínimo, medio y máximo diario y sus errores estándar del efluente que proviene del área de lavavajillas

| Parámetro | Media geométrica [m ³ /h] | Error estándar [m ³ /h] |
|---------------|--------------------------------------|------------------------------------|
| Caudal mínimo | 0,30 | 0,17 |
| Caudal medio | 1,90 | 0,42 |
| Caudal máximo | 2,80 | 1,09 |

Luko (2012) define al error estándar como la diferencia que puede existir entre la media verdadera y la estadística que se informa, alrededor del 68 % de las veces el error muestral tendrá como máximo el tamaño de un error estándar. El caudal medio diario puede tomar los valores de 1,48 m³/h ó 2,32 m³/h el 68 % de las 8 h de un lote de tratamiento.

En la Figura AI.1 se presenta el gráfico del caudal tomado durante dos días de medición realizado en la empresa. En la Figura AI.1 se puede observar picos donde el caudal es máximo, estos picos se presentaron cuando se realizó el lavado de los reactores y duraron aproximadamente 15 min. Por esta razón, se decidió utilizar como caudal de diseño el caudal medio diario.

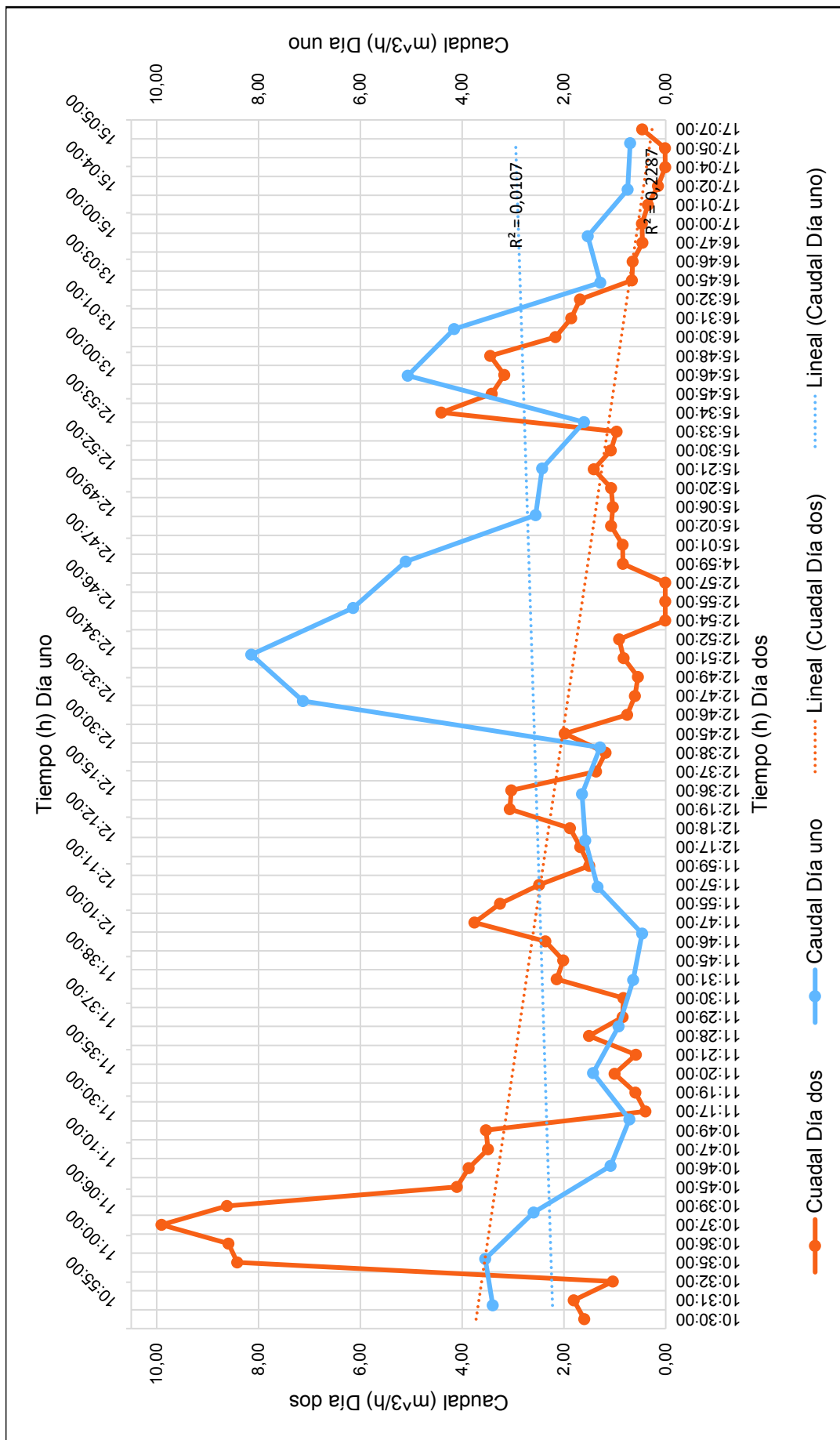


Figura A1.1. Variación de caudal del área de lavavajillas

ANEXO II

ANÁLISIS FÍSICOS COMPLEMENTARIOS

AII.1. DETERMINACIÓN DE LA DENSIDAD

La densidad del efluente se determinó en el Laboratorio de Acelerador de Electrones de la Escuela Politécnica Nacional. Se utilizó un picnómetro de 50 mL a una temperatura ambiente de 18 °C y con base en la Ecuación AII.1 se calculó la densidad.

A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo.

$$\delta_{\text{efluente}} = \frac{P_{\text{muestra}}}{P_{\text{agua}}} \times \delta_{\text{agua}} \quad [\text{AII.1}]$$

Donde:

δ_{efluente} = Densidad del efluente [g/mL]

δ_{agua} = Densidad del agua a 18 °C [g/mL]

P_{muestra} = Peso de la muestra + peso del picnómetro [g]

P_{agua} = Peso del agua + peso del picnómetro [g]

$$\delta_{\text{efluente}} = \frac{49,0593 \text{ g}}{48,6354 \text{ g}} \times 998,60 \frac{\text{g}}{\text{mL}}$$

$$\delta_{\text{efluente}} = 1\,007,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

La densidad del agua a 18 °C es 998,60 kg/m³ (Perry et al., 2001, p. 2-98).

Se realizaron tres ensayos y los resultados se presentan en la Tabla AII.1 junto con la densidad promedio que es 1 007,33 kg/m³ a 18 °C.

Tabla AII.1. Densidad promedio del efluente a 18 °C

| Muestra | Densidad [kg/m ³] |
|-----------------|-------------------------------|
| Ensayo 1 | 1 007,30 |
| Ensayo 2 | 1 007,33 |
| Ensayo 3 | 1 007,35 |
| Promedio | 1 007,33 |

AII.2. DETERMINACIÓN DE LA VISCOSIDAD DINÁMICA

La viscosidad dinámica del efluente se determinó en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Escuela Politécnica Nacional, donde se utilizó un viscosímetro de Ostwald a una temperatura ambiente de 18 °C y con base en la Ecuación AII.2 se calculó la viscosidad dinámica. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo.

$$\mu_{\text{efluente}} = \frac{\delta_{\text{efluente}} \times t_{\text{efluente}}}{\delta_{\text{agua}} \times t_{\text{agua}}} \times \mu_{\text{agua}} \quad [\text{AII.2}]$$

Donde:

μ_{efluente} = Viscosidad del efluente [N×s/m²]

μ_{agua} = Viscosidad del agua a 18 °C [N×s/m²]

t_{efluente} = Tiempo recorrido por el efluente en el viscosímetro de Ostwald [s]

t_{agua} = Tiempo recorrido por el agua en el viscosímetro de Ostwald [s]

$$\mu_{\text{efluente}} = \frac{1\,007,33 \frac{\text{g}}{\text{mL}} \times 2,51 \text{ s}}{998,60 \frac{\text{g}}{\text{mL}} \times 2,39 \text{ s}} \times 0,0011 \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$$

$$\mu_{\text{efluente}} = 0,00116 \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}$$

La viscosidad dinámica del agua a 18 °C es 0,0011 N×s/m² (Perry et al., 2001, pp. 2-329 y 2-330). Se realizaron tres ensayos y los resultados se presentan en la Tabla AII.2 junto con la viscosidad dinámica promedio que es 0,00115 N×s/m² a 18 °C.

Tabla AII.2. Viscosidad dinámica promedio del efluente a 18 °C

| Muestra | Viscosidad dinámica [N×s/m²] |
|-----------------|--|
| Ensayo 1 | 0,00116 |
| Ensayo 2 | 0,00115 |
| Ensayo 3 | 0,00114 |
| Promedio | 0,00115 |

AII.3. CONSTRUCCIÓN DE LAS CURVAS DE TITULACIÓN

Se realizaron tres curvas de titulación para determinar la cantidad de hidróxido de sodio y de ácido sulfúrico que se deberán añadir al efluente. Romero (2004) describe que las curvas de titulación se desarrollan experimentalmente para el intervalo de acidez o alcalinidad del efluente a neutralizar (p. 327).

La experimentación se realizó en el Laboratorio de Acelerador de Electrones de la Escuela Politécnica Nacional con el método estándar APHA 4500H *pH Value* (1992); con un medidor de pH previamente calibrado se determinó el valor de pH al agregar el reactivo al efluente con una agitación moderada (p. 4-66). Con los datos obtenidos se elaboraron tres figuras descritas a continuación.

La Figura AII.1 corresponde a la curva de titulación de la formación del complejo ión ferroso-ácido cítrico, donde se añadió hidróxido de sodio 10 N hasta que el complejo alcanzó un valor de pH de 2,8 y luego un valor de pH de 4,5.

La Figura AII.2 corresponde a la curva de titulación del proceso de Acondicionamiento III, donde se añadió ácido sulfúrico 10 N, a la mezcla efluente con complejo, hasta alcanzar un valor de pH de 4,5.

Para finalizar, la Figura AII.3 corresponde a la curva de titulación del proceso de Acondicionamiento IV, donde se añadió hidróxido de sodio 10 N, al efluente tratado por la reacción Fenton, hasta alcanzar un valor de pH de 12.

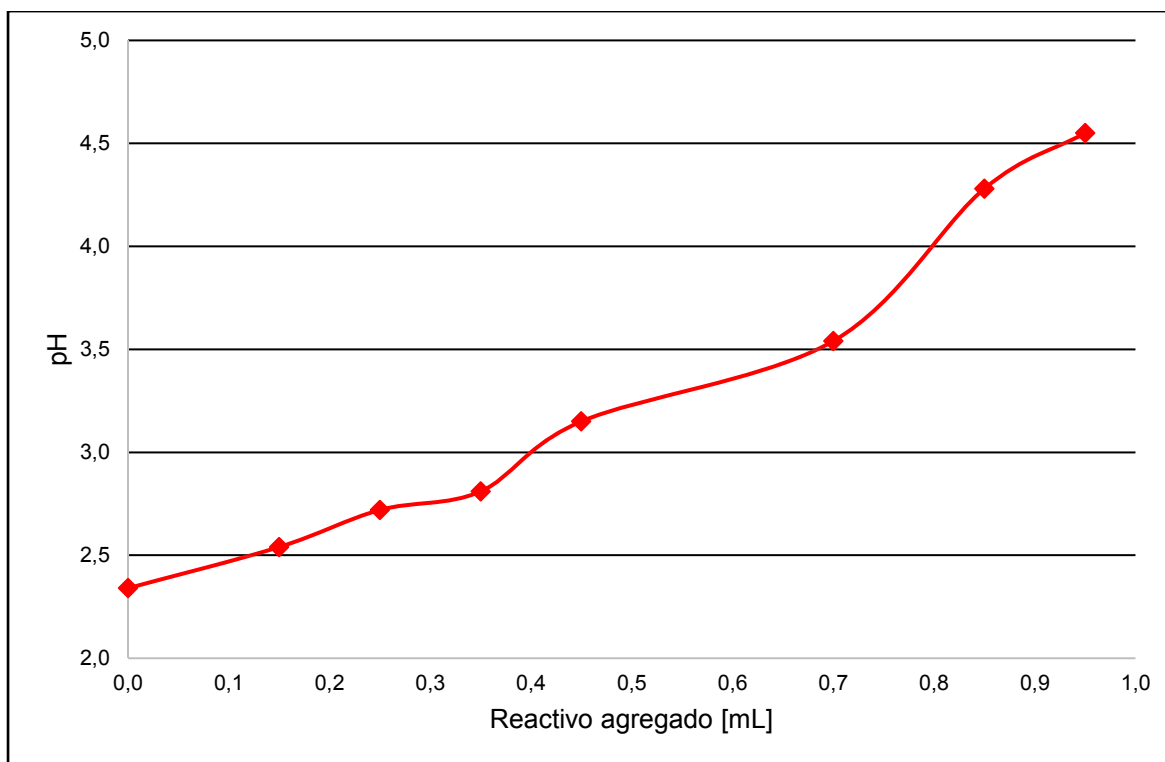


Figura AII.1. Curva de titulación para los procesos de Acondicionamiento I y II

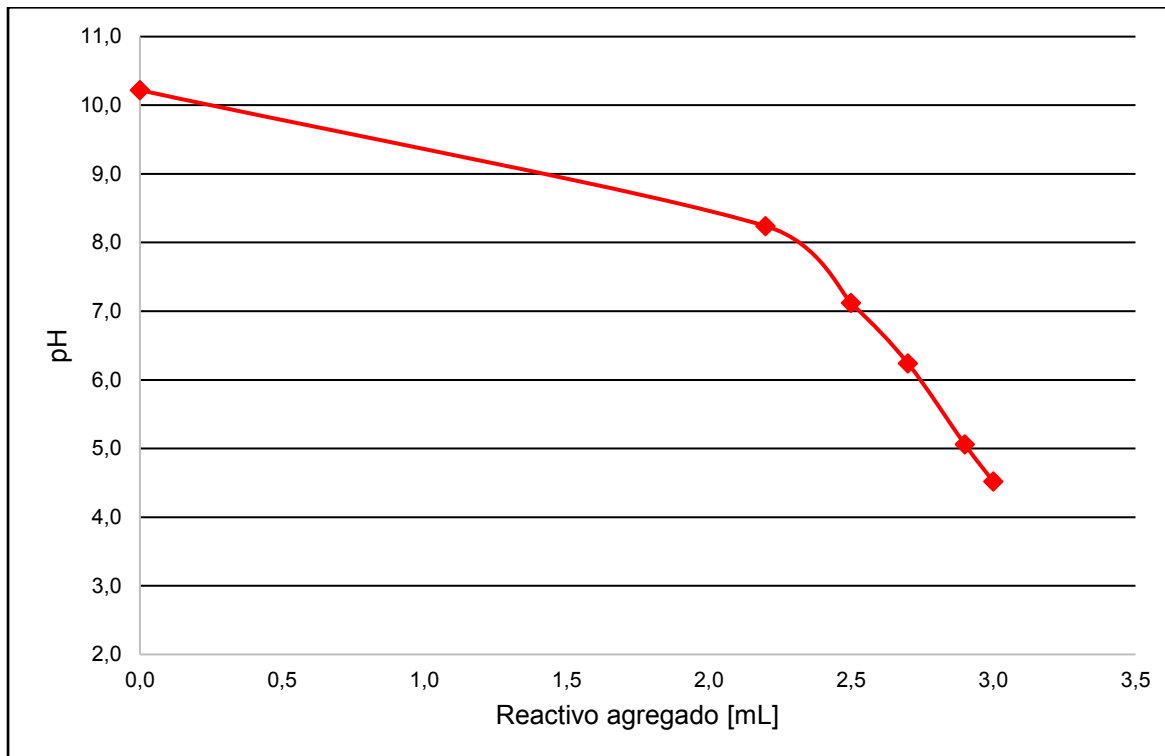


Figura AII.2. Curva de titulación para el proceso de Acondicionamiento III

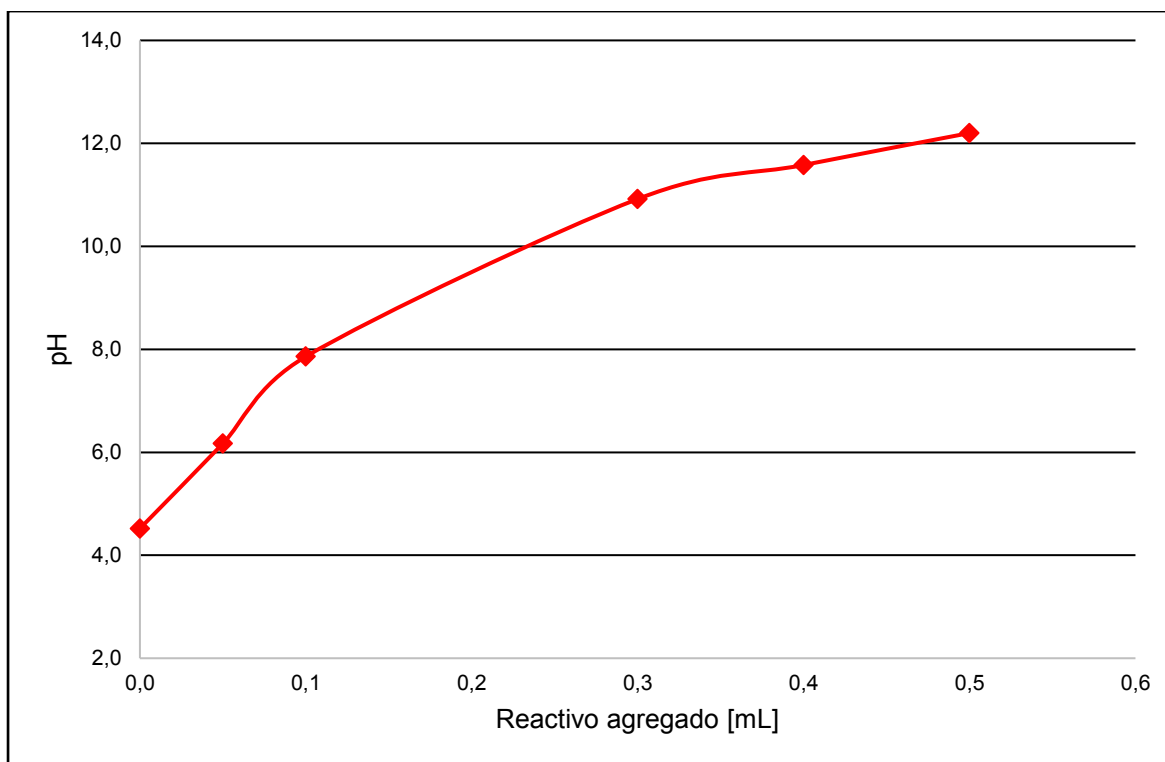


Figura AII.3. Curva de titulación para el proceso de Acondicionamiento IV

AII.4. DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS SEDIMENTABLES

Los sólidos sedimentables se determinaron en el Laboratorio de Acelerador de Electrones de la Escuela Politécnica Nacional con el método estándar APHA 2540F *Settleable solids* (1992).

El método es volumétrico y se desarrolló en un cono Imhoff donde se colocó la muestra perfectamente mezclada; a los 45 min se rasparon las paredes del cono con una varilla de vidrio para desprender las partículas adheridas y se dejó sedimentar 15 min más, el volumen se midió a los 60 min de iniciado el ensayo (pp. 2-59 y 2-60).

Se realizaron tres ensayos para determinar los sólidos sedimentables en los procesos de Sedimentación I y Sedimentación II, respectivamente. Los resultados se presentan en la Tabla AII.3 junto a los sólidos sedimentables promedio.

Tabla AII.3. Sólidos sedimentables promedio de los procesos de Sedimentación I y Sedimentación II

| Muestra | Sólidos sedimentables para el proceso de Sedimentación I [mL/L] | Sólidos sedimentables para el proceso de Sedimentación II [mL/L] |
|-----------------|--|---|
| Ensayo 1 | 235,00 | 275,00 |
| Ensayo 2 | 239,00 | 286,00 |
| Ensayo 3 | 246,00 | 279,00 |
| Promedio | 240,00 | 280,00 |

La cantidad de sólidos sedimentables promedio que se calculó para el proceso de Sedimentación I es de 240,00 mL/L y para la Sedimentación II es de 280,00 mL/L.

ANEXO III

BALANCE DE MASA

Para el cálculo del balance de masa se utilizaron los datos de las Tablas 2.1 y 4.3, además de las densidades de los reactivos que se encuentran en la Tabla 3.7.

AIII.1. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE HOMOGENEIZACIÓN

Se determinó el flujo másico y volumétrico de las corrientes con la Figura AIII.1, que representa el balance de masa en el proceso de Homogeneización.

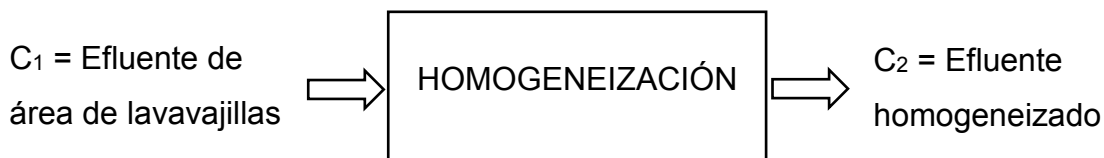


Figura AIII.1. Balance de masa en el proceso de Homogeneización

Corriente 1:

Con base en la Tabla 4.3, el caudal medio y la densidad del efluente al salir del área de lavavajillas son $1,90 \text{ m}^3/\text{h}$ y $1\ 007,33 \text{ kg}/\text{m}^3$, respectivamente; con estos datos se calculó la masa de la corriente 1.

$$C_1 = 1,90 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1\ 007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$C_1 = 1\ 913,93 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente 2:

Como se observa en la Figura AIII.1, la corriente 2 es igual a la corriente 1.

Los resultados del balance de masa del proceso de Homogeneización se presentan en la Tabla AIII.1.

Tabla AIII.1. Flujo másico, volumétrico y densidad de las corrientes del proceso de Homogeneización

| Corriente | Flujo másico [kg/h] | Flujo volumétrico [m ³ /h] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|---------------------|---------------------------------------|-------------------------------|
| 1 | 1 913,93 | 1,90 | 1 007,33 |
| 2 | 1 913,93 | 1,90 | 1 077,33 |

AIII.2. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ALMACENAMIENTO

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.2, que representa el balance de masa en el proceso de Almacenamiento.

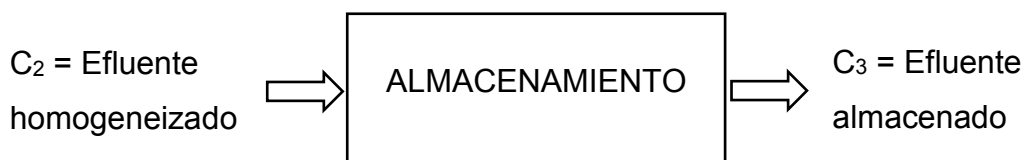


Figura AIII.2. Balance de masa en el proceso de Almacenamiento

Corriente 3:

El efluente se almacena durante 8 horas, con base en este tiempo se determinó la masa y el volumen.

$$C_3 = 1\,913,93 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times 8 \text{ h}$$

$$C_3 = 15\,311,42 \text{ kg}$$

$$V_3 = 1,90 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 8 \text{ h}$$

$$V_3 = 15,20 \text{ m}^3$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Almacenamiento se presentan en la Tabla AIII.2.

Tabla AIII.2. Masa, volumen y densidad de la corriente del proceso de Almacenamiento

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 3 | 15 311,42 | 15,20 | 1 007,33 |

AIII.3. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE MEZCLADO I

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.3, que representa el balance de masa en el proceso de Mezclado I.

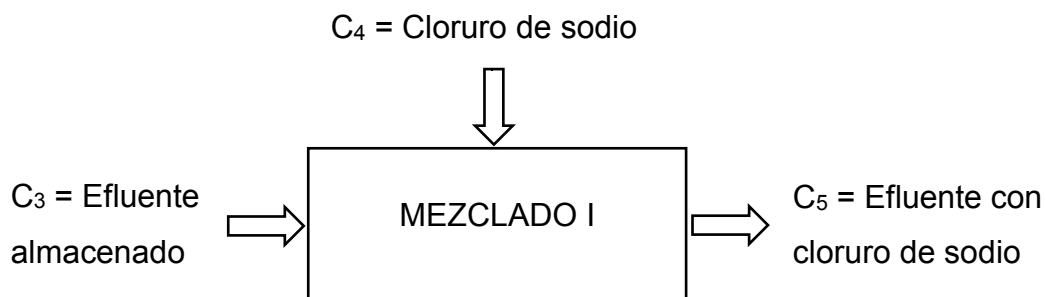


Figura AIII.3. Balance de masa en el proceso de Mezclado I

Corriente 4:

Con base en la Tabla 2.1, se añadió 20 kg de cloruro de sodio sólido por cada metro cúbico de efluente.

$$C_4 = 20,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 15,20 \text{ m}^3$$

$$C_4 = 304,00 \text{ kg}$$

Corriente 5:

$$C_5 = 304,00 \text{ kg} + 15 311,42 \text{ kg}$$

$$C_5 = 15 615,42 \text{ kg}$$

Se calculó la densidad de la corriente 5 con el volumen de la corriente 3.

$$\delta_5 = \frac{15\,615,42 \text{ kg}}{15,20 \text{ m}^3}$$

$$\delta_5 = 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Mezclado I se presentan en la Tabla AIII.3.

Tabla AIII.3. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Mezclado I

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 4 | 304,00 | - | 2 165,00 |
| 5 | 15 615,42 | 15,20 | 1 027,33 |

AIII.4. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE SEDIMENTACIÓN I

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.4, que representa el balance de masa en el proceso de Sedimentación I.

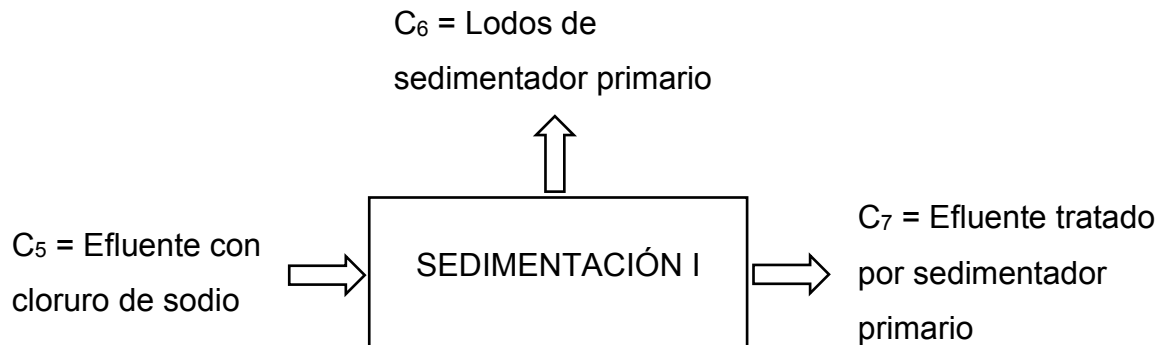


Figura AIII.4. Balance de masa en el proceso de Sedimentación I

Corriente 6:

En la Tabla 4.3 se observa que los sólidos sedimentables son 0,24 m³/m³ de efluente, con este valor experimental se determinó el volumen de lodo producido.

$$V_6 = 0,24 \frac{\text{m}^3 \text{ lodo}}{\text{m}^3} \times 15,20 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{V_6 = 3,65 \text{ m}^3}$$

Se consideró que el lodo tiene la misma densidad que la corriente 5 y con este dato se calculó la masa de la corriente 6.

$$C_6 = 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,65 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{C_6 = 3\,747,70 \text{ kg}}$$

Se determinó el porcentaje de sólidos del lodo con la cantidad de sólidos totales y el porcentaje de remoción en el pretratamiento, que se presentan en la Tabla 2.1, y son 53,71 kg/m³ y 68,03 % respectivamente. La sal que se añadió en la corriente 4 se suma a la cantidad de sólidos removidos.

$$\text{Sólidos al inicio del sistema de tratamiento} = 53,71 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 15,20 \text{ m}^3$$

$$\text{Sólidos al inicio del sistema de tratamiento} = 816,40 \text{ kg}$$

$$\text{Sólidos removidos} = (816,40 \text{ kg} \times 0,6803) + 304,00 \text{ kg}$$

$$\text{Sólidos removidos} = 859,40 \text{ kg}$$

$$\% \text{ sólidos en el lodo} = \frac{859,40 \text{ kg}}{3\,747,70 \text{ kg}} \times 100 \%$$

$$\mathbf{\% \text{ sólidos en el lodo} = 22,93 \%}$$

Corriente 7:

$$C_7 = 15\,615,42 \text{ kg} - 3\,747,70 \text{ kg}$$

$$C_7 = 11\,867,72 \text{ kg}$$

Se consideró que la corriente 7 tiene la misma densidad que la corriente 5 y con este dato se calculó el volumen de la corriente 7.

$$V_7 = \frac{11\,867,72 \text{ kg}}{1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_7 = 11,55 \text{ m}^3$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Sedimentación I se presentan en la Tabla AIII.4.

Tabla AIII.4. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Sedimentación I

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 6 | 3 747,70 | 3,65 | 1 027,33 |
| 7 | 11 867,72 | 11,55 | 1 027,33 |

AIII.5. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE FILTRACIÓN

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.5, que representa el balance de masa en el proceso de Filtración.

Corriente 8:

Se determinó la cantidad de sólidos suspendidos que salen del sistema de tratamiento para el efluente, con la concentración inicial de sólidos suspendidos y el porcentaje de remoción en el pretratamiento, que se presentan en la Tabla 2.1, y son 14,17 kg/m³ y 98,64 % respectivamente.

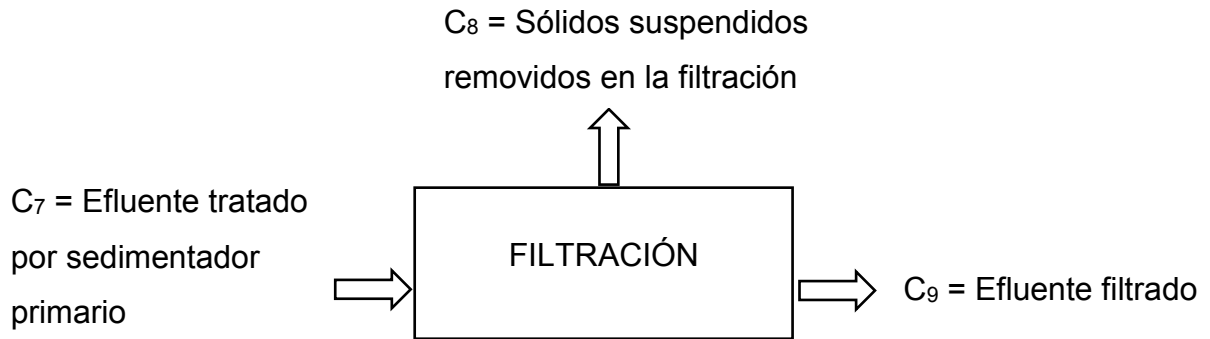


Figura AIII.5. Balance de masa en el proceso de Filtración

$$\text{Sólidos suspendidos al inicio} = 14,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 15,20 \text{ m}^3$$

$$\text{Sólidos suspendidos al inicio} = 215,38 \text{ kg}$$

$$\text{Sólidos suspendidos removidos del sistema} = 215,38 \text{ kg} \times 0,9864$$

$$\text{Sólidos suspendidos removidos del sistema} = 212,45 \text{ kg}$$

Durante el proceso de Sedimentación I existe una remoción de sólidos suspendidos, con base en el acápite 2.2 la remoción es del 60 %. Se calculó la cantidad de sólidos suspendidos que salen del sistema en los lodos del sedimentador primario.

$$\text{Sólidos suspendidos removidos Sedimentación I} = 215,38 \text{ kg} \times 0,60$$

$$\text{Sólidos suspendidos removidos Sedimentación I} = 129,23 \text{ kg}$$

En el proceso de Sedimentación I se remueven 129,23 kg de sólidos suspendidos, al proceso de Filtración pasan 86,15 kg.

Se calculó la cantidad de sólidos suspendidos que salen del sistema durante el proceso de Filtración.

Sólidos suspendidos removidos filtración = 212,45 kg – 129,23 kg

Sólidos suspendidos removidos filtración = 83,22 kg

Corriente 9:

$$C_9 = 11\,867,72 \text{ kg} - 83,22 \text{ kg}$$

$$C_9 = 11\,784,50 \text{ kg}$$

Se consideró que la corriente 9 tiene el mismo volumen de la corriente 7 y con este valor se calculó la densidad de la corriente 9.

$$\delta_9 = \frac{11\,784,50 \text{ kg}}{11,55 \text{ m}^3}$$

$$\delta_9 = 1\,020,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Filtración se presentan en la Tabla AIII.5.

Tabla AIII.5. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Filtración

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 8 | 83,22 | - | - |
| 9 | 11 784,50 | 11,55 | 1 020,30 |

AIII.6. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE MEZCLADO II

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.6, que representa el balance de masa en el proceso de Mezclado II.

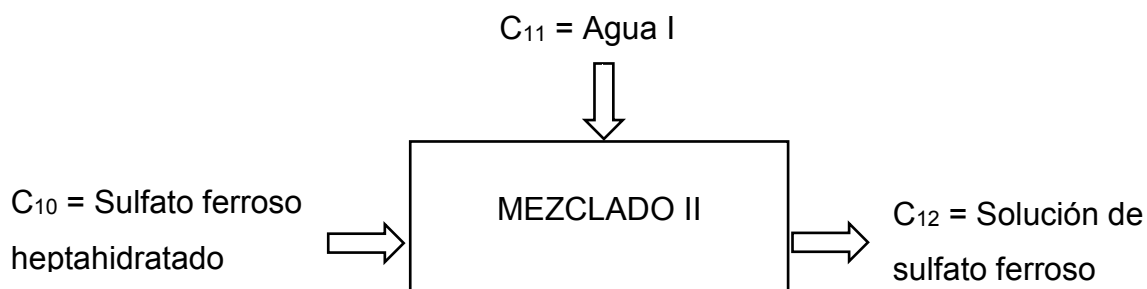


Figura AIII.6. Balance de masa en el proceso de Mezclado II

Corriente 10:

Con base en la Tabla 2.1, la concentración del sulfato ferroso es 20 mM en el efluente, a partir del dato se calculó la cantidad de sulfato ferroso.

$$C_{10} = 0,02 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times \frac{1\,000\ \text{L}}{1\ \text{m}^3} \times 11,55\ \text{m}^3 \times 278,02 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times \frac{1\ \text{kg}}{1\,000\ \text{g}}$$

$$C_{10} = 64,22\ \text{kg}$$

Corriente 11:

Con base en el acápite 2.3.1, la cantidad de agua en la que se debe disolver el sulfato ferroso es del 5 % del volumen del efluente.

$$V_{11} = 11,55\ \text{m}^3 \times 0,05$$

$$V_{11} = 0,58\ \text{m}^3$$

$$C_{11} = 0,58\ \text{m}^3 \times 998,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$C_{11} = 576,80\ \text{kg}$$

Corriente 12:

$$C_{12} = 576,80\ \text{kg} + 64,22\ \text{kg}$$

$$C_{12} = 641,02 \text{ kg}$$

$$\delta_{12} = \frac{641,02 \text{ kg}}{0,58 \text{ m}^3}$$

$$\delta_{12} = 1\,105,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Mezclado II se presentan en la Tabla AIII.6.

Tabla AIII.6. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Mezclado II

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 10 | 64,22 | - | 1 897,00 |
| 11 | 576,80 | 0,58 | 998,78 |
| 12 | 641,02 | 0,58 | 1 105,20 |

AIII.7. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE MEZCLADO III

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.7, que representa el balance de masa en el proceso de Mezclado III.

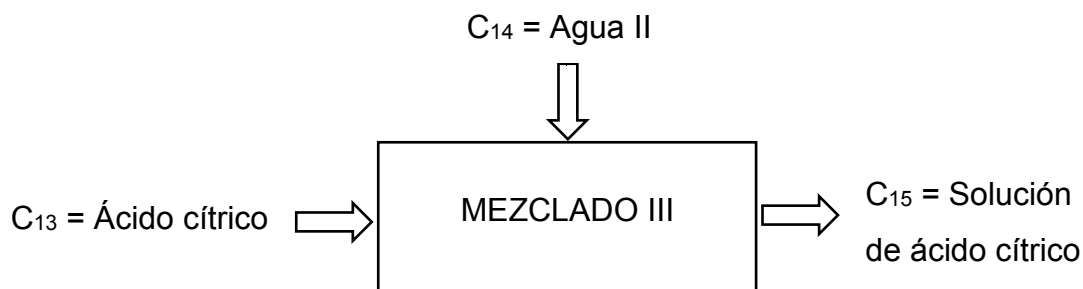


Figura AIII.7. Balance de masa en el proceso de Mezclado III

Corriente 13:

Con base en la Tabla 2.1, la concentración del ácido cítrico es 20 mM en el efluente, a partir del dato se calculó la cantidad de ácido cítrico.

$$C_{13} = 0,02 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times \frac{1\,000\ \text{L}}{1\ \text{m}^3} \times 11,55\ \text{m}^3 \times 192,12 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{kg}}{\text{g}}$$

$$\mathbf{C_{13} = 44,38\ \text{kg}}$$

Corriente 14:

Con base en el acápite 2.3.1, la cantidad de agua en la que se debe disolver el ácido cítrico es del 5 % del volumen del efluente.

$$V_{14} = 11,55\ \text{m}^3 \times 0,05$$

$$\mathbf{V_{14} = 0,58\ \text{m}^3}$$

$$C_{14} = 0,58\ \text{m}^3 \times 998,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\mathbf{C_{14} = 576,80\ \text{kg}}$$

Corriente 15:

$$C_{15} = 576,80\ \text{kg} + 44,38\ \text{kg}$$

$$\mathbf{C_{15} = 621,18\ \text{kg}}$$

$$\delta_{15} = \frac{641,02\ \text{kg}}{0,58\ \text{m}^3}$$

$$\mathbf{\delta_{15} = 1\,071,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

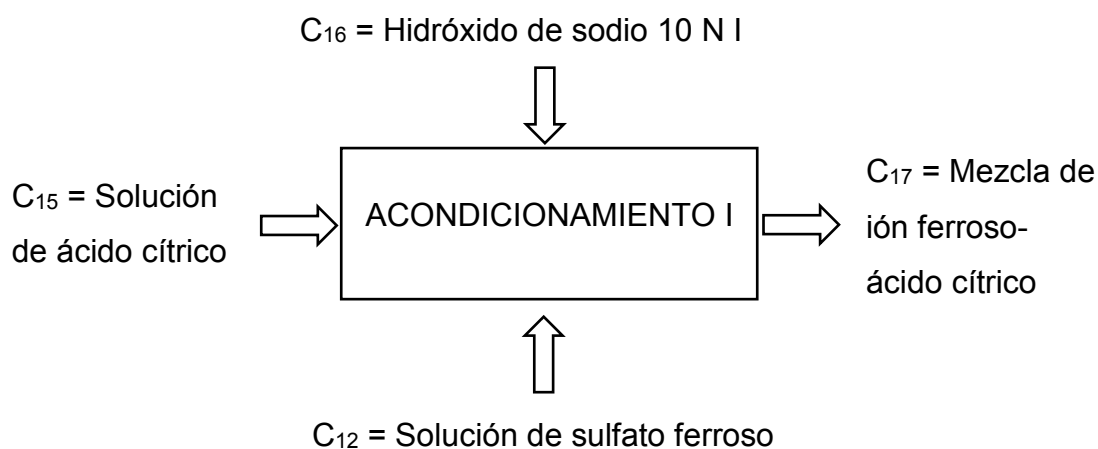
Los resultados del balance de masa del proceso de Mezclado III se presentan en la Tabla AIII.7.

Tabla AIII.7. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Mezclado III

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 13 | 44,38 | - | 1 540,00 |
| 14 | 576,80 | 0,58 | 998,78 |
| 15 | 621,18 | 0,58 | 1 071,00 |

AIII.8. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ACONDICIONAMIENTO I

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.8, que representa el balance de masa en el proceso de Acondicionamiento I.

**Figura AIII.8.** Balance de masa en el proceso de Acondicionamiento I

Corriente 16:

Con base en la Tabla 4.3, la cantidad de hidróxido de sodio 10 N que se utilizó hasta llegar a un valor de pH de 2,8 es $3,5 \times 10^{-7} \text{ m}^3 \text{ NaOH}$ por cada $2,0 \times 10^{-5} \text{ m}^3$ de mezcla. Se calculó el volumen de hidróxido de sodio con los datos de la Tabla 4.3.

$$V_{16} = \frac{3,5 \times 10^{-7} \text{ m}^3 \text{ NaOH}}{2,0 \times 10^{-5} \text{ m}^3} \times 2 \times 0,58 \text{ m}^3$$

$$V_{16} = 0,020 \text{ m}^3$$

$$C_{16} = 0,020 \text{ m}^3 \times 1\,329,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$C_{16} = 27,00 \text{ kg}$$

Corriente 17:

$$C_{17} = 641,02 \text{ kg} + 621,18 \text{ kg} + 27,00 \text{ kg}$$

$$C_{17} = 1\,289,20 \text{ kg}$$

$$V_{17} = 0,58 \text{ m}^3 + 0,58 \text{ m}^3 + 0,020 \text{ m}^3$$

$$V_{17} = 1,18 \text{ m}^3$$

$$\delta_{17} = \frac{1\,289,20 \text{ kg}}{1,18 \text{ m}^3}$$

$$\delta_{17} = 1\,092,54 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Acondicionamiento I se presentan en la Tabla AIII.8.

Tabla AIII.8. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Acondicionamiento I

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 16 | 27,00 | 0,020 | 1 329,50 |
| 17 | 1 289,20 | 1,18 | 1 092,54 |

AIII.9. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ACONDICIONAMIENTO II

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.9, que representa el balance de masa en el proceso de Acondicionamiento II.

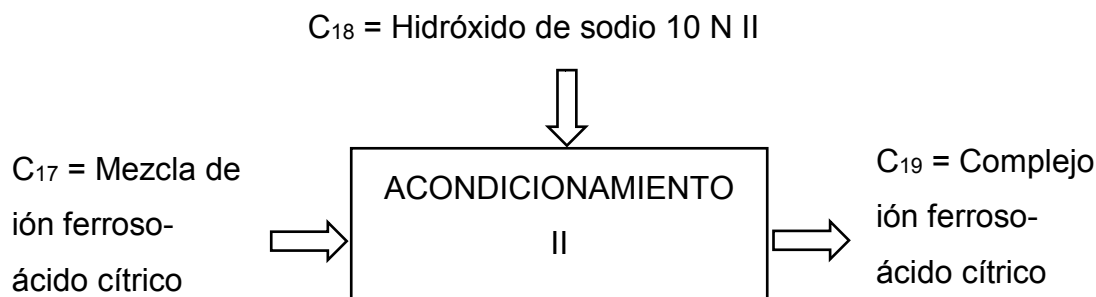


Figura AIII.9. Balance de masa en el proceso de Acondicionamiento II

Corriente 18:

Con base en la Tabla 4.3, la cantidad de hidróxido de sodio 10 N que se utilizó hasta llegar a un valor de pH de 4,5 es $9,5 \times 10^{-7} \text{ m}^3$ por cada $2,0 \times 10^{-5} \text{ m}^3$ de mezcla.

Se calculó el volumen de hidróxido de sodio con los datos de la Tabla 4.3.

$$V_{18} = \frac{9,5 \times 10^{-7} \text{ m}^3 \text{ NaOH}}{2,0 \times 10^{-5} \text{ m}^3} \times 1,18 \text{ m}^3$$

$$V_{18} = 0,056 \text{ m}^3$$

$$C_{18} = 0,056 \text{ m}^3 \times 1\,329,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$C_{18} = 74,45 \text{ kg}$$

Corriente 19:

$$C_{19} = 1\,289,20 \text{ kg} + 74,45 \text{ kg}$$

$$C_{19} = 1\,363,65 \text{ kg}$$

$$V_{19} = 1,18 \text{ m}^3 + 0,056 \text{ m}^3$$

$$V_{19} = 1,24 \text{ m}^3$$

$$\delta_{19} = \frac{1\,363,65 \text{ kg}}{1,24 \text{ m}^3}$$

$$\delta_{19} = 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Acondicionamiento II se presentan en la Tabla AIII.9.

Tabla AIII.9. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Acondicionamiento II

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 18 | 74,45 | 0,056 | 1 329,50 |
| 19 | 1 363,65 | 1,24 | 1 099,72 |

AIII.10. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ACONDICIONAMIENTO III

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.10, que representa el balance de masa en el proceso de Acondicionamiento III.

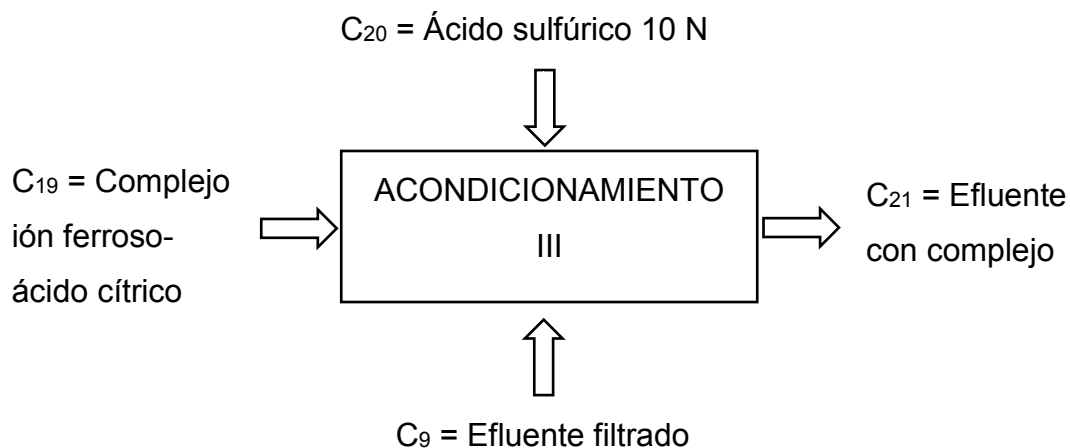


Figura AIII.10. Balance de masa en el proceso de Acondicionamiento III

Corriente 20:

Con base en la Tabla 4.3, la cantidad de ácido sulfúrico 10 N que se utilizó hasta llegar a un valor de pH de 4,5 es $3,0 \times 10^{-6} \text{ m}^3$ por cada $5,0 \times 10^{-5} \text{ m}^3$ de efluente. Se calculó el volumen de ácido sulfúrico con los datos de la Tabla 4.3.

$$V_{20} = \frac{3,0 \times 10^{-6} \text{ m}^3 \text{H}_2\text{SO}_4}{5,0 \times 10^{-5} \text{ m}^3} \times (11,55 \text{ m}^3 + 1,24 \text{ m}^3)$$

$$V_{20} = 0,77 \text{ m}^3$$

$$C_{20} = 0,77 \text{ m}^3 \times 1\,288,66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$C_{20} = 988,92 \text{ kg}$$

Corriente 21:

$$C_{21} = 11\,784,50 \text{ kg} + 1\,363,65 \text{ kg} + 988,92 \text{ kg}$$

$$C_{21} = 14\,137,07 \text{ kg}$$

$$V_{21} = 11,55 \text{ m}^3 + 1,24 \text{ m}^3 + 0,77 \text{ m}^3$$

$$V_{21} = 13,56 \text{ m}^3$$

$$\delta_{21} = \frac{14\,137,07 \text{ kg}}{13,56 \text{ m}^3}$$

$$\delta_{21} = 1\,042,56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Acondicionamiento III se presentan en la Tabla AIII.10.

Tabla AIII.10. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Acondicionamiento III

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 20 | 988,92 | 0,77 | 1 288,66 |
| 21 | 14 137,07 | 13,56 | 1 042,56 |

AIII.11. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE REACCIÓN

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.11, que representa el balance de masa en el proceso de Reacción.

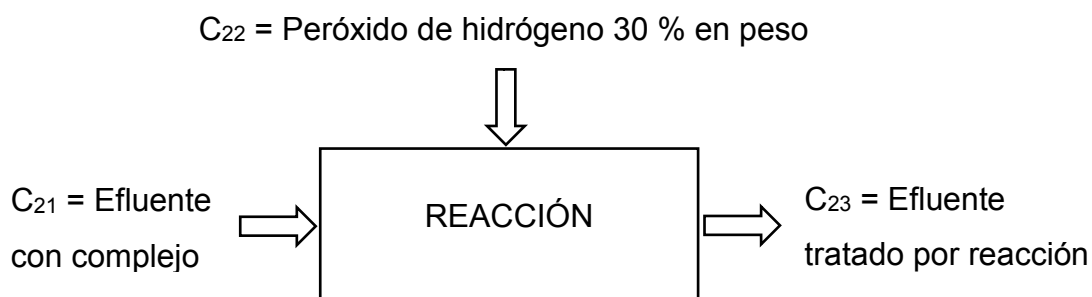


Figura AIII.11. Balance de masa en el proceso de Reacción

Corriente 22:

Con base en la Tabla 2.1, la concentración del peróxido de hidrógeno es 800 mM en el efluente, a partir del dato se calculó la cantidad de peróxido de hidrógeno.

$$C_{22} = 0,80 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times \frac{1\,000\ \text{L}}{1\ \text{m}^3} \times 13,56\ \text{m}^3 \times 34,01 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times \frac{1\ \text{kg}}{1\,000\ \text{g}}$$

$$C_{22} = 368,94\ \text{kg}$$

$$V_{22} = \frac{368,94\ \text{kg}}{1\,112,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{22} = 0,33\ \text{m}^3$$

Corriente 23:

$$C_{23} = 14\,137,07 \text{ kg} + 368,94 \text{ kg}$$

$$C_{23} = 14\,506,01 \text{ kg}$$

$$V_{23} = 13,56 \text{ m}^3 + 0,33 \text{ m}^3$$

$$V_{23} = 13,89 \text{ m}^3$$

$$\delta_{23} = \frac{14\,506,01 \text{ kg}}{13,89 \text{ m}^3}$$

$$\delta_{23} = 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Reacción se presentan en la Tabla AIII.11.

Tabla AIII.11. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Reacción

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 22 | 368,94 | 0,33 | 1 112,20 |
| 23 | 14 506,01 | 13,89 | 1 044,35 |

AIII.12. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE ACONDICIONAMIENTO IV

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.12, que representa el balance de masa en el proceso de Acondicionamiento IV.

Corriente 24:

Con base en la Tabla 4.3, la cantidad de hidróxido de sodio 10 N que se utilizó hasta llegar a un valor de pH de 12 es $5,00 \times 10^{-7} \text{ m}^3$ por cada $1,05 \times 10^{-4} \text{ m}^3$ de efluente. Se calculó el volumen de hidróxido de sodio con los datos de la Tabla 4.3.

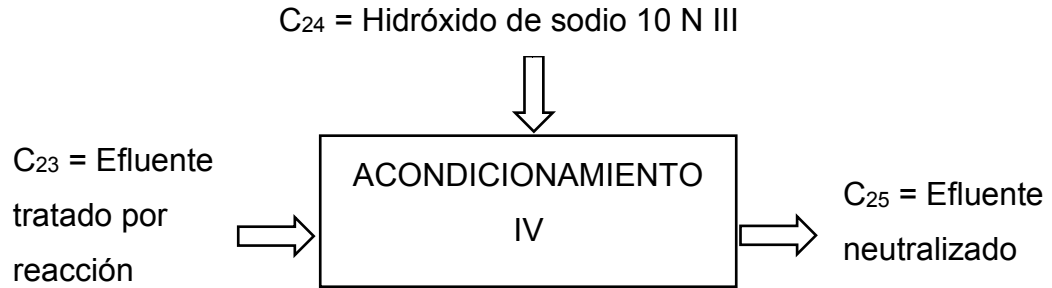


Figura AIII.12. Balance de masa en el proceso de Acondicionamiento IV

$$V_{24} = \frac{5,00 \times 10^{-7} \text{ m}^3 \text{ NaOH}}{1,05 \times 10^{-4} \text{ m}^3} \times 13,89 \text{ m}^3$$

$$V_{24} = 0,066 \text{ m}^3$$

$$C_{24} = 0,066 \text{ m}^3 \times 1\,329,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$C_{24} = 87,94 \text{ kg}$$

Corriente 25:

$$C_{25} = 14\,506,01 \text{ kg} + 87,94 \text{ kg}$$

$$C_{25} = 14\,593,95 \text{ kg}$$

$$V_{25} = 13,89 \text{ m}^3 + 0,066 \text{ m}^3$$

$$V_{25} = 13,96 \text{ m}^3$$

$$\delta_{25} = \frac{14\,593,95 \text{ kg}}{13,96 \text{ m}^3}$$

$$\delta_{25} = 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Acondicionamiento IV se presentan en la Tabla AIII.12.

Tabla AIII.12. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Acondicionamiento IV

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 24 | 87,94 | 0,066 | 1 329,50 |
| 25 | 14 593,95 | 13,960 | 1 045,41 |

AIII.13. BALANCE DE MASA EN EL PROCESO DE SEDIMENTACIÓN II

Se determinó la masa y el volumen de las corrientes con la Figura AIII.13, que representa el balance de masa en el proceso de Sedimentación II.

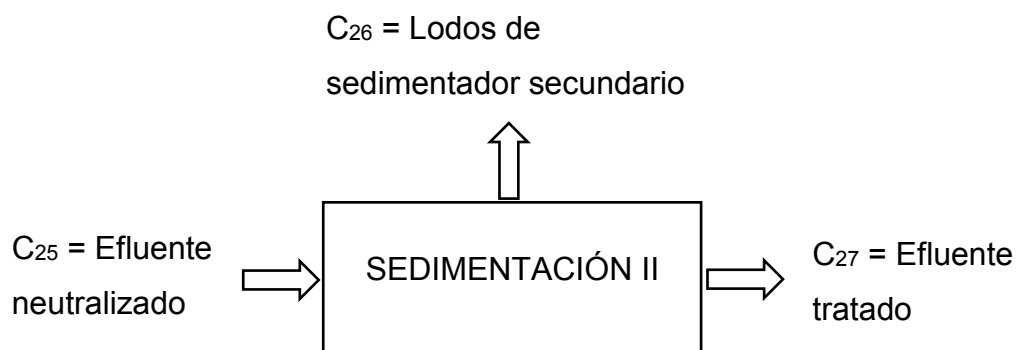


Figura AIII.13. Balance de masa en el proceso de Sedimentación II

Corriente 26:

En la Tabla 4.3 se observa que los sólidos sedimentables son 0,28 m³/m³ de efluente, con este valor experimental se determinó el volumen de lodo producido.

$$V_{26} = 0,28 \frac{\text{m}^3 \text{ lodo}}{\text{m}^3} \times 13,96 \text{ m}^3$$

$$V_{26} = 3,91 \text{ m}^3$$

Se consideró que el lodo tiene la misma densidad que la corriente 25 y con este dato se calculó la masa de la corriente 26.

$$C_{26} = 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,91 \text{ m}^3$$

$$C_{26} = \mathbf{4\,087,55 \text{ kg}}$$

Se determinó el porcentaje de sólidos del lodo con la cantidad de sólidos totales y el porcentaje de remoción con el tratamiento del efluente, que se presentan en la Tabla 2.1, y son 53,71 kg/m³ y 96,28 % respectivamente.

$$\text{Sólidos al inicio del sistema de tratamiento} = 53,71 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 15,20 \text{ m}^3$$

$$\text{Sólidos al inicio del sistema de tratamiento} = 816,40 \text{ kg}$$

$$\text{Sólidos removidos} = 816,40 \text{ kg} \times 0,9628$$

$$\text{Sólidos removidos} = 786,03 \text{ kg}$$

$$\% \text{ sólidos en el lodo} = \frac{786,03 \text{ kg}}{4\,087,55 \text{ kg}} \times 100 \%$$

$$\% \text{ sólidos en el lodo} = \mathbf{19,23 \%}$$

Corriente 27:

$$C_{27} = 14\,593,95 \text{ kg} - 4\,087,55 \text{ kg}$$

$$C_{27} = \mathbf{10\,506,40 \text{ kg}}$$

Se consideró que la corriente 27 tiene la misma densidad que la corriente 25 y con este dato se calculó el volumen de la corriente 27.

$$V_{27} = \frac{10\,506,40 \text{ kg}}{1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{27} = 10,05 \text{ m}^3$$

Los resultados del balance de masa del proceso de Sedimentación II se presentan en la Tabla AIII.13.

Tabla AIII.13. Masa, volumen y densidad de las corrientes del proceso de Sedimentación II

| Corriente | Masa [kg] | Volumen [m ³] | Densidad [kg/m ³] |
|-----------|-----------|---------------------------|-------------------------------|
| 26 | 4 087,55 | 3,91 | 1 045,41 |
| 27 | 10 506,40 | 10,05 | 1 045,41 |

ANEXO IV

DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

AIV.1. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN

TK-1101

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del tanque de homogeneización se encuentran en el acápite 3.1.1. Se realizó un diagrama de masas para determinar el volumen de operación, la Figura AIV.1 representa el diagrama de masas donde la distancia entre las rectas paralelas es el volumen de operación del tanque.

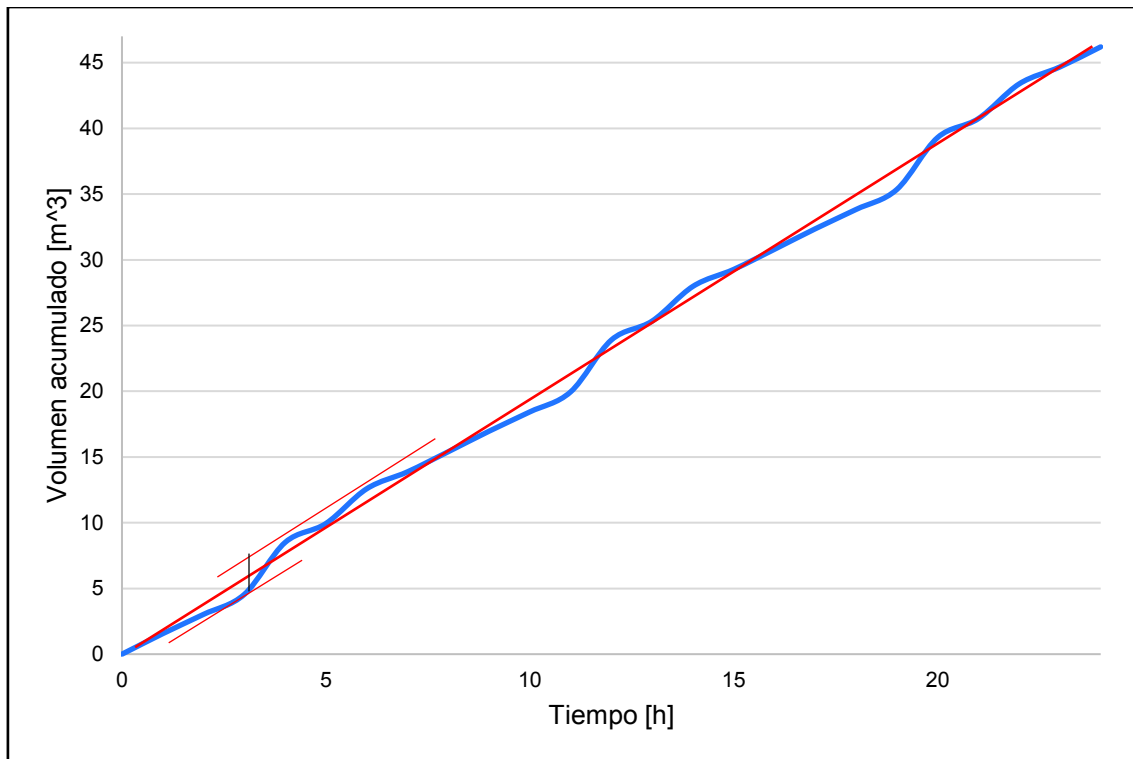


Figura AIV.1. Diagrama de masas del efluente durante un día de operación

El volumen de operación calculado es $3,00 \text{ m}^3$. Se determinó el volumen nominal de referencia al aumentar en un 20 % el volumen de operación con la Ecuación AIV.1.

$$V_{\text{nomr}} = V_{\text{op}} \times 0,20 + V_{\text{op}} \quad [\text{AIV.1}]$$

$$V_{\text{nomr}} = 3,00 \text{ m}^3 \times 0,20 + 3,00 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nomr}} = 3,60 \text{ m}^3$$

El volumen nominal calculado es referencial, debido a que el tanque de homogeneización tiene una ligera pendiente en el fondo, por lo tanto, se procedió a calcular el volumen de la zona cilíndrica y el volumen de la zona cónica.

El volumen del cilindro se calculó con la Ecuación AIV.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo y la Tabla AIV.1 donde se presentan las dimensiones del tanque de homogeneización sin la pendiente que permiten calcular el volumen del cilindro y compararlo con el volumen nominal de referencia.

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \times \frac{D^2}{4} \times H \quad [\text{AIV.2}]$$

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \times \frac{(1,70 \text{ m})^2}{4} \times 1,70 \text{ m}$$

$$V_{\text{cilindro}} = 3,86 \text{ m}^3$$

Tabla AIV.1. Determinación de las dimensiones del tanque de homogeneización sin la pendiente

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen cilindro [m ³] |
|------------|--------------|------------------------------------|
| 1,50 | 1,50 | 2,65 |
| 1,70 | 1,70 | 3,86 |

La altura de la pendiente se calculó con la Ecuación AIV.3.

$$H_{\text{pendiente}} = \frac{D}{12} \quad [\text{AIV.3}]$$

$$H_{\text{pendiente}} = \frac{1,70 \text{ m}}{12}$$

$$H_{\text{pendiente}} = 0,071 \text{ m}$$

El volumen del cono debido a la pendiente se calculó con la Ecuación AIV.4.

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi \times \frac{D^2}{4} \times H_{\text{pendiente}}}{3} \quad [\text{AIV.4}]$$

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi \times \frac{(1,70 \text{ m})^2}{4} \times 0,071 \text{ m}}{3}$$

$$V_{\text{cono}} = 0,054 \text{ m}^3$$

El volumen nominal del tanque de homogeneización se calculó con la Ecuación AIV.5.

$$V_{\text{nom}} = V_{\text{cilindro}} + V_{\text{cono}} \quad [\text{AIV.5}]$$

$$V_{\text{nom}} = 3,86 \text{ m}^3 + 0,054 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nom}} = 3,91 \text{ m}^3$$

La altura total del tanque de homogeneización se calculó con la Ecuación AIV.6.

$$H_t = H + H_{\text{pendiente}} \quad [\text{AIV.6}]$$

$$H_t = 1,70 \text{ m} + 0,071 \text{ m}$$

$$H_t = 1,77 \text{ m}$$

La altura total se redondeó para favorecer la construcción del equipo.

En la Tabla AIV.2 se presenta las dimensiones del tanque de homogeneización.

Tabla AIV.2. Dimensiones del tanque de homogeneización

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen nominal [m ³] |
|------------|--------------|-----------------------------------|
| 1,80 | 1,70 | 3,91 |

El tiempo de residencia se calculó con la Ecuación 3.2.

$$t_r = \frac{3,91 \text{ m}^3}{2,80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}}$$

$$t_r = 83,80 \text{ min}$$

El tiempo de residencia del efluente en el tanque de homogeneización es de 83 minutos y 48 segundos.

El espesor del tanque de homogeneización se calculó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,80 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,70 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 0,44 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 4,44 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,80 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 13,45 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó al aumentar en un 10 % la presión de operación con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = P_{op} \times 0,10 + P_{op} \quad \text{[AIV.7]}$$

$$P_d = 13,45 \text{ psi} \times 0,10 + 13,45 \text{ psi}$$

$$P_d = 14,80 \text{ psi}$$

AIV.2. DIMENSIONAMIENTO DEL SEDIMENTADOR PRIMARIO U-1101A/B

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del sedimentador primario se encuentran en el acápite 3.1.2. Se calculó el área superficial con la Ecuación 3.5, la carga de superficie se determinó en $2,60 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{d}$.

$$A_s = \frac{15,20 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{2,60 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \times \text{d}}}$$

$$A_s = 5,85 \text{ m}^2$$

El diámetro del sedimentador primario se calculó con la Ecuación 3.7.

$$D = \left(\frac{4 \times 5,85 \text{ m}^2}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$D = 2,73 \text{ m}$$

El diámetro calculado se aumentó en un 20 % al utilizar la Ecuación AIV.8.

$$D_t = D \times 0,20 + D \quad [AIV.8]$$

$$D_t = 2,73 \times 0,20 + 2,73$$

$$\mathbf{D_t = 3,27 m}$$

El diámetro determinado se redondeó para facilitar la construcción del equipo y el valor calculado es 3,30 m.

La altura del sedimentador primario se fijó en 2,10 m sin pendiente; se utilizó la Ecuación 3.6 para determinar el tiempo de residencia del sedimentador primario.

$$t_{rs} = \frac{5,85 \text{ m}^2 \times 2,10 \text{ m}}{2,80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}$$

$$\mathbf{t_{rs} = 4,38 h}$$

El tiempo de residencia del efluente en el sedimentador primario es de 4 horas y 23 minutos.

El volumen de la zona cilíndrica del sedimentador primario se calculó con la Ecuación AIV.2.

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \times \frac{(3,30 \text{ m})^2}{4} \times 2,10 \text{ m}$$

$$V_{\text{cilindro}} = 17,96 \text{ m}^3$$

La altura de la pendiente se calculó con la Ecuación AIV.3.

$$H_{\text{pendiente}} = \frac{3,30 \text{ m}}{\frac{2}{12}}$$

$$H_{\text{pendiente}} = 0,14 \text{ m}$$

El volumen de la zona cónica del sedimentador primario se calculó con la Ecuación AIV.4.

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi \times \frac{(3,30 \text{ m})^2}{4} \times 0,14 \text{ m}}{3}$$

$$V_{\text{cono}} = 0,40 \text{ m}^3$$

El volumen nominal y la altura total del sedimentador primario se determinaron con las Ecuaciones AIV.5 y AIV.6, respectivamente.

$$V_{\text{nom}} = 17,96 \text{ m}^3 + 0,40 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{V_{\text{nom}} = 18,36 \text{ m}^3}$$

$$H_t = 2,10 \text{ m} + 0,14 \text{ m}$$

$$\mathbf{H_t = 2,24 \text{ m}}$$

La altura total determinada se redondeó para facilitar la construcción del equipo y el valor calculado es 2,30 m; el volumen nominal es 18,36 m³.

El espesor del sedimentador primario se determinó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,30 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,30 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 1,12 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 5,12 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,30 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 14,23 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 14,23 \text{ psi} \times 0,10 + 14,23 \text{ psi}$$

$$P_d = 15,65 \text{ psi}$$

AIV.3. DIMENSIONAMIENTO DEL SEDIMENTADOR SECUNDARIO U-1303

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del sedimentador secundario se encuentran en el acápite 3.1.2. Se calculó el área superficial con la Ecuación 3.5, la carga de superficie se determinó en $3,00 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times \text{d}$.

$$A_s = \frac{13,96}{3,00} \frac{\frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{\frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \times \text{d}}}$$

$$A_s = 4,65 \text{ m}^2$$

El diámetro del sedimentador secundario se calculó con la Ecuación 3.7.

$$D = \left(\frac{4 \times 4,65 \text{ m}^2}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$D = 2,43 \text{ m}$$

El diámetro calculado se aumentó en un 20 % al utilizar la Ecuación AIV.8.

$$D_t = 2,43 \times 0,20 + 2,43$$

$$D_t = 2,92 \text{ m}$$

El diámetro determinado se redondeó para facilitar la construcción del equipo y el valor calculado es 3,00 m.

La altura del sedimentador secundario se fijó en 2,40 m sin pendiente; se utilizó la Ecuación 3.6 para determinar el tiempo de residencia del sedimentador secundario.

$$t_{rs} = \frac{4,65 \text{ m}^2 \times 2,40 \text{ m}}{2,80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}$$

$$t_{rs} = 4,00 \text{ h}$$

El tiempo de residencia del efluente en el sedimentador secundario es de 4 horas.

El volumen de la zona cilíndrica del sedimentador secundario se calculó con la Ecuación AIV.2.

$$V_{\text{cilindro}} = \pi \times \frac{(3,00 \text{ m})^2}{4} \times 2,40 \text{ m}$$

$$V_{\text{cilindro}} = 16,96 \text{ m}^3$$

La altura de la pendiente se calculó con la Ecuación AIV.3.

$$H_{\text{pendiente}} = \frac{\frac{3,00 \text{ m}}{2}}{12}$$

$$H_{\text{pendiente}} = 0,13 \text{ m}$$

El volumen de la zona cónica del sedimentador secundario se calculó con la Ecuación AIV.4.

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi \times \frac{(3,00 \text{ m})^2}{4} \times 0,13 \text{ m}}{3}$$

$$V_{\text{cono}} = 0,31 \text{ m}^3$$

El volumen nominal y la altura total del sedimentador secundario se determinaron con las Ecuaciones AIV.5 y AIV.6, respectivamente.

$$V_{\text{nom}} = 16,96 \text{ m}^3 + 0,31 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{V_{\text{nom}} = 17,27 \text{ m}^3}$$

$$H_t = 2,40 \text{ m} + 0,13 \text{ m}$$

$$\mathbf{H_t = 2,53 \text{ m}}$$

La altura total determinada se redondeó para facilitar la construcción del equipo y el valor calculado es 2,60 m; el volumen nominal es 17,27 m³.

El espesor del sedimentador secundario se calculó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,60 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,00 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 1,18 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 5,18 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,60 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 14,74 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 14,74 \text{ psi} \times 0,10 + 14,74 \text{ psi}$$

$$P_d = 16,21 \text{ psi}$$

AIV.4. DIMENSIONAMIENTO DEL FILTRO GRANULAR U-1102A/B

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del filtro granular se encuentran en el acápite 3.1.3. Se calculó el área superficial con la Ecuación 3.5, la carga de superficie se determinó en $300,00 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times d$.

$$A_s = \frac{11,55}{300,00} \frac{\frac{m^3}{d}}{\frac{m^2 \times d}{m^2 \times d}}$$

$$A_s = 0,039 \text{ m}^2$$

El diámetro del filtro granular se calculó con la Ecuación 3.7.

$$D = \left(\frac{4 \times 0,039 \text{ m}^2}{\pi} \right)^{1/2}$$

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

El diámetro calculado se aumentó en un 20 % al utilizar la Ecuación AIV.8.

$$D_t = 0,22 \times 0,20 + 0,22$$

$$D_t = 0,26 \text{ m}$$

El diámetro determinado se redondeó para facilitar la construcción del equipo y el valor calculado es 0,30 m.

La pérdida de carga por la antracita se calculó con las Ecuaciones 3.8, 3.9 y 3.10.

$$N_{R1} = \frac{0,0013 \text{ m} \times 300 \frac{m^3}{m^2 \times d} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \times 1027,33 \frac{kg}{m^3}}{0,00115 \frac{N \times s}{m^2}}$$

$$N_{R1} = 4,03$$

$$C_{D1} = \frac{24}{4,03} + \frac{3}{\sqrt{4,03}} + 0,34$$

$$C_{D1} = 7,79$$

$$h_1 = \frac{1,067}{0,73} \times 7,79 \times \frac{1}{0,4^4} \times \frac{0,40 \text{ m}}{0,0013 \text{ m}} \times \frac{\left(300 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \times \text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}\right)^2}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_1 = 0,16 \text{ m}$$

La pérdida de carga por la arena se calculó con las Ecuaciones 3.8, 3.9 y 3.10.

$$N_{R2} = \frac{0,00065 \text{ m} \times 300 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \times \text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \times 1027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{R2} = 2,02$$

$$C_{D2} = \frac{24}{2,02} + \frac{3}{\sqrt{2,02}} + 0,34$$

$$C_{D2} = 14,36$$

$$h_2 = \frac{1,067}{0,82} \times 14,36 \times \frac{1}{0,4^4} \times \frac{0,20 \text{ m}}{0,00065 \text{ m}} \times \frac{\left(300 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \times \text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}\right)^2}{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_2 = 0,27 \text{ m}$$

La pérdida de carga total es igual a la suma de la pérdida de carga por antracita y arena y se calculó en 0,43 m.

La altura total del filtro granular se calculó con la Ecuación AIV.9

$$H_t = (4 \times D_t) + 0,43 + 0,30$$

[AIV.9]

$$H_t = (4 \times 0,30 \text{ m}) + 0,43 \text{ m} + 0,30 \text{ m}$$

$$\mathbf{H_t = 1,93 \text{ m}}$$

La altura total determinada se redondeó para facilitar la construcción de los equipos y el valor calculado es de 2,00 m. Con base en la Tabla 3.4 la altura de la antracita y de la arena en el filtro son 0,40 m y 0,20 m, respectivamente.

Se utilizó la Ecuación 3.6 para determinar el tiempo de residencia del fluente en el filtro granular, la altura que se utilizó para el cálculo no considera 0,30 m que se añadió debido a la boquilla de entrada.

$$t_{rs} = \frac{0,039 \text{ m}^2 \times 1,70 \text{ m}}{2,80 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}}$$

$$\mathbf{t_{rs} = 1,42 \text{ min}}$$

El tiempo de residencia del efluente en el filtro granular es de 1 minuto y 25 segundos.

El volumen nominal del filtro granular se calculó con la Ecuación AIV.2.

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \frac{(0,30 \text{ m})^2}{4} \times 2,00 \text{ m}$$

$$\mathbf{V_{\text{nom}} = 0,14 \text{ m}^3}$$

El espesor del filtro granular se determinó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,00 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,30 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$\mathbf{T_t = 0,089 \text{ mm}}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 4,09 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ }^\circ\text{C} + 8 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_d = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,00 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 13,80 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 13,80 \text{ psi} \times 0,10 + 13,80 \text{ psi}$$

$$P_d = 15,18 \text{ psi}$$

AIV.5. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR FENTON R-1301

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del reactor Fenton se encuentran en el acápite 3.1.4.

El volumen de operación es igual a la corriente que sale del proceso de Reacción, en la Tabla AIII.11 se observa que la corriente es igual a 13,96 m³.

Se calculó el volumen nominal de referencia con la Ecuación AIV.1.

$$V_{nomr} = 13,96 \text{ m}^3 \times 0,20 + 13,96 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nomr}} = 16,75 \text{ m}^3$$

El volumen nominal se calculó con la Ecuación AIV.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo y la Tabla AIV.3 donde se presentan las dimensiones del reactor Fenton que permiten calcular el volumen nominal y compararlo con el volumen nominal de referencia.

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \frac{(2,80 \text{ m})^2}{4} \times 2,80 \text{ m}$$

$$V_{\text{nom}} = 17,24 \text{ m}^3$$

Tabla AIV.3. Determinación de las dimensiones del reactor Fenton

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen nominal [m ³] |
|------------|--------------|-----------------------------------|
| 2,00 | 2,00 | 6,28 |
| 2,75 | 2,75 | 16,33 |
| 2,80 | 2,80 | 17,24 |

La altura del reactor Fenton es 2,80 m, su diámetro es 2,80 m y su volumen nominal es 17,24 m³.

Se calculó la constante de reacción con el método integral, en la Figura AIV.2 se presenta la gráfica que se obtuvo de ln[DQO] versus tiempo.

La linealización de la Figura AIV.2 dio un R² de 0,9631, por lo tanto, la reacción es de pseudo primer orden y la constante de reacción es -0,0001 s⁻¹.

El DQO a tiempo cero es igual a 4 210 mg/L, para determinar los moles iniciales y la concentración en mol/m³ se realizaron los siguientes cálculos.

$$4\,210 \frac{\text{mg O}_2}{\text{L}} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{g O}_2}{\text{mg O}_2} \times \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ mol O}_2}{32 \text{ g O}_2} = 131,56 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

$$131,56 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \times 13,96 \text{ m}^3 = 1\,836,58 \text{ mol DQO}$$

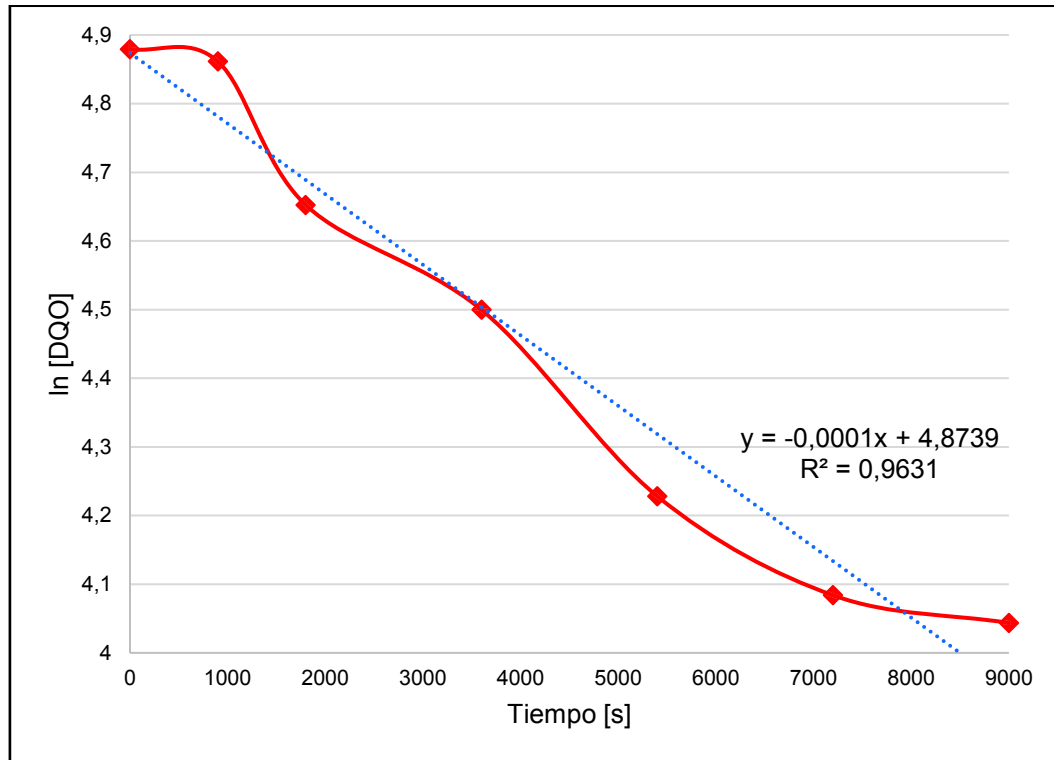


Figura AIV.2. Gráfico $\ln[\text{DQO}]$ vs tiempo y linealización

El tiempo de reacción se calculó con las Ecuaciones 3.14 y 3.15.

$$t_{\text{rx}} = 1\,836,58 \text{ mol} \times \int_0^{0,5665} \frac{d_x}{-\left(\frac{-0,0001}{\text{s}} \times 131,56 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3} \times (1-x)\right) \times 13,96 \text{ m}^3}$$

$$t_{\text{rx}} = 8\,358,65 \text{ s} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$t_{\text{rx}} = 2,32 \text{ h}$$

El tiempo de reacción es de 2 horas y 19 minutos.

El espesor del reactor Fenton se calculó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,80 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,80 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 1,18 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 5,18 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,80 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 15,04 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 15,04 \text{ psi} \times 0,10 + 15,04 \text{ psi}$$

$$P_d = 16,54 \text{ psi}$$

AIV.6. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE MEZCLA TK-1202

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del tanque de mezcla se encuentran en el acápite 3.1.5.

El volumen de operación se calculó con la Ecuación 3.16, los datos se obtuvieron del balance de masa de la Tabla AIII.6.

$$V_{op} = \frac{641,02 \text{ kg}}{1\,105,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

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

Se calculó el volumen nominal de referencia con la Ecuación AIV.1.

$$V_{nomr} = 0,58 \text{ m}^3 \times 0,20 + 0,58 \text{ m}^3$$

$$V_{nomr} = 0,70 \text{ m}^3$$

El volumen nominal se calculó con la Ecuación AIV.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo y la Tabla AIV.4 donde se presentan las dimensiones del tanque de mezcla que permiten calcular el volumen nominal y compararlo con el volumen nominal de referencia.

$$V_{nom} = \pi \times \frac{(1,00 \text{ m})^2}{4} \times 1,00 \text{ m}$$

$$V_{nom} = 0,80 \text{ m}^3$$

Tabla AIV.4. Determinación de las dimensiones del tanque de mezcla

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen nominal [m ³] |
|------------|--------------|-----------------------------------|
| 0,50 | 0,50 | 0,10 |
| 0,75 | 0,75 | 0,33 |
| 1,00 | 1,00 | 0,80 |

La altura del tanque de mezcla es 1,00 m, su diámetro es 1,00 m y su volumen nominal es 0,80 m³.

Con base en la Tabla 3.6, el tiempo de residencia será de 20 min para el proceso de Mezcla II.

El espesor del tanque de mezcla se determinó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,105,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,00 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,00 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 0,16 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 4,16 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,105,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,00 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} \\ + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 12,44 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 12,44 \text{ psi} \times 0,10 + 12,44 \text{ psi}$$

$$P_d = 13,68 \text{ psi}$$

AIV.7. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO TK-1203

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del tanque de acondicionamiento se encuentran en el acápite 3.1.5. El volumen de operación se calculó con la Ecuación 3.16, los datos se obtuvieron del balance de masa de la Tabla AIII.9.

$$V_{op} = \frac{1\,363,65 \text{ kg}}{1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{op} = 1,24 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal de referencia con la Ecuación AIV.1.

$$V_{nomr} = 1,24 \text{ m}^3 \times 0,20 + 1,24 \text{ m}^3$$

$$V_{nomr} = 1,50 \text{ m}^3$$

El volumen nominal se calculó con la Ecuación AIV.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo y la Tabla AIV.5 donde se presentan las dimensiones del tanque de acondicionamiento que permiten calcular el volumen nominal y compararlo con el volumen nominal de referencia.

$$V_{nom} = \pi \times \frac{(1,30 \text{ m})^2}{4} \times 1,30 \text{ m}$$

$$V_{nom} = 1,73 \text{ m}^3$$

El espesor del tanque de acondicionamiento se determinó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,30 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,30 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 0,27 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 4,27 mm.

Tabla AIV.5. Determinación de las dimensiones del tanque de acondicionamiento

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen nominal [m ³] |
|------------|--------------|-----------------------------------|
| 1,00 | 1,00 | 0,79 |
| 1,20 | 1,20 | 1,36 |
| 1,30 | 1,30 | 1,73 |

La altura del tanque de acondicionamiento es 1,30 m, su diámetro es 1,30 m y su volumen nominal es 1,73 m³. Con base en la Tabla 3.6, el tiempo de residencia será de 20 minutos para cada proceso de Acondicionamiento que se llevará a cabo en el tanque.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,30 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 12,90 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 12,90 \text{ psi} \times 0,10 + 12,90 \text{ psi}$$

$$P_d = 14,20 \text{ psi}$$

ANEXO V

DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS Y ACCESORIOS

AV.1. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ÁCIDO SULFÚRICO 10 N TK-1204

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico se encuentran en el acápite 3.2.1.

El volumen de operación se calculó con la Ecuación 3.16, los datos se obtuvieron del balance de masa de la Tabla AIII.10.

$$V_{op} = \frac{988,92 \text{ kg}}{1\,288,66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{op} = 0,77 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal de referencia con la Ecuación AIV.1.

$$V_{nomr} = 0,77 \text{ m}^3 \times 0,20 + 0,77 \text{ m}^3$$

$$V_{nomr} = 0,92 \text{ m}^3$$

El volumen nominal se calculó con la Ecuación AIV.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo y la Tabla AV.1 donde se presentan las dimensiones del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico que permiten calcular el volumen nominal y compararlo con el volumen nominal de referencia.

$$V_{nom} = \pi \times \frac{(1,10 \text{ m})^2}{4} \times 1,10 \text{ m}$$

$$V_{\text{nom}} = 1,05 \text{ m}^3$$

Tabla AV.1. Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen nominal [m ³] |
|------------|--------------|-----------------------------------|
| 0,90 | 0,90 | 0,57 |
| 1,00 | 1,00 | 0,79 |
| 1,10 | 1,10 | 1,05 |

La altura del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico es 1,10 m, su diámetro es 1,10 m y su volumen nominal es 1,05 m³.

El espesor del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico se determinó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,288,66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,10 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,10 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 0,22 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 4,22 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{\text{op}} = \left(1\,288,66 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,10 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 12,90 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 12,90 \text{ psi} \times 0,10 + 12,90 \text{ psi}$$

$$P_d = 14,18 \text{ psi}$$

AV.2. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE HIDRÓXIDO DE SODIO 10 N TK-1205

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio se encuentran en el acápite 3.2.1. El volumen de operación se calculó con la Ecuación 3.16, los datos se obtuvieron del balance de masa de las Tablas AIII.8, AIII.9 y AIII.12.

$$V_{op} = \frac{27,00 \text{ kg}}{1\,329,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{74,45 \text{ kg}}{1\,329,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{87,49 \text{ kg}}{1\,329,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{op} = 0,14 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal de referencia con la Ecuación AIV.1.

$$V_{nomr} = 0,14 \text{ m}^3 \times 0,20 + 0,14 \text{ m}^3$$

$$V_{nomr} = 0,17 \text{ m}^3$$

El volumen nominal se calculó con la Ecuación AIV.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo y la Tabla AV.2 donde se presentan las dimensiones del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio que permiten calcular el volumen nominal y compararlo con el volumen nominal de referencia.

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \frac{(0,60 \text{ m})^2}{4} \times 0,60 \text{ m}$$

$$V_{\text{nom}} = 0,17 \text{ m}^3$$

Tabla AV.2. Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen nominal [m ³] |
|------------|--------------|-----------------------------------|
| 0,40 | 0,40 | 0,05 |
| 0,50 | 0,50 | 0,10 |
| 0,60 | 0,60 | 0,17 |

La altura del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio es 0,60 m, su diámetro es 0,60 m y su volumen nominal es 0,17 m³.

El espesor del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio se calculó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,329,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,60 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,60 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 0,070 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 4,07 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,329,50 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,60 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 12,00 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 12,00 \text{ psi} \times 0,10 + 12,00 \text{ psi}$$

$$P_d = 13,20 \text{ psi}$$

AV.3. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO 30 % TK-1206

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno se encuentran en el acápite 3.2.1. El volumen de operación se calculó con la Ecuación 3.16, los datos se obtuvieron del balance de masa de la Tabla AIII.11.

$$V_{op} = \frac{368,94 \text{ kg}}{1\,112,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{op} = 0,33 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal de referencia con la Ecuación AIV.1.

$$V_{nomr} = 0,33 \text{ m}^3 \times 0,20 + 0,33 \text{ m}^3$$

$$V_{nomr} = 0,40 \text{ m}^3$$

El volumen nominal se calculó con la Ecuación AIV.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo y la Tabla AV.3 donde se presentan las dimensiones del

tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno que permiten calcular el volumen nominal y compararlo con el volumen nominal de referencia.

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \frac{(0,80 \text{ m})^2}{4} \times 0,80 \text{ m}$$

$$V_{\text{nom}} = 0,40 \text{ m}^3$$

Tabla AV.3. Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen nominal [m ³] |
|------------|--------------|-----------------------------------|
| 0,50 | 0,50 | 0,10 |
| 0,70 | 0,70 | 0,27 |
| 0,80 | 0,80 | 0,40 |

La altura del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno es 0,80 m, su diámetro es 0,80 m y su volumen nominal es 0,40 m³.

El espesor del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno se calculó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{1\,112,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,80 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,80 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 0,10 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 4,10 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(1\,112,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,80 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 12,14 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 12,14 \text{ psi} \times 0,10 + 12,14 \text{ psi}$$

$$P_d = 13,35 \text{ psi}$$

AV.4. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA TK-1207

Los criterios de diseño para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento de agua se encuentran en el acápite 3.2.1. El volumen de operación se calculó con la Ecuación 3.16, los datos se obtuvieron del balance de masa de las Tablas AIII.6 y AIII.7.

$$V_{op} = \frac{576,80 \text{ kg}}{998,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{576,80 \text{ kg}}{998,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{op} = 1,16 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal de referencia con la Ecuación AIV.1.

$$V_{nomr} = 1,16 \text{ m}^3 \times 0,20 + 1,16 \text{ m}^3$$

$$V_{nomr} = 1,40 \text{ m}^3$$

El volumen nominal se calculó con la Ecuación AIV.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo y la Tabla AV.4 donde se presentan las dimensiones del tanque de almacenamiento de agua que permiten calcular el volumen nominal y compararlo con el volumen nominal de referencia.

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \frac{(1,25 \text{ m})^2}{4} \times 1,25 \text{ m}$$

$$V_{\text{nom}} = 1,53 \text{ m}^3$$

Tabla AV.4. Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento de agua

| Altura [m] | Diámetro [m] | Volumen [m ³] |
|------------|--------------|---------------------------|
| 1,00 | 1,00 | 0,79 |
| 1,10 | 1,10 | 1,05 |
| 1,25 | 1,25 | 1,53 |

La altura del tanque de almacenamiento de agua es 1,25 m, su diámetro es 1,25 m y su volumen nominal es 1,53 m³.

El espesor del tanque de almacenamiento de agua se calculó con la Ecuación 3.1.

$$T_t = \frac{998,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,25 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,25 \text{ m}}{2 \times 34 \text{ MPa} \times 1 \times 10^3}$$

$$T_t = 0,23 \text{ mm}$$

Al espesor calculado se le añadió 4 mm, el espesor total es de 4,23 mm.

La temperatura de diseño se calculó con la Ecuación 3.3.

$$T_d = 17 \text{ °C} + 8 \text{ °C}$$

$$T_d = 25 \text{ °C}$$

La presión de operación se calculó con la Ecuación 3.4.

$$P_{op} = \left(998,78 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,25 \text{ m} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}} + 562,00 \text{ mmHg} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{760,00 \text{ mmHg}}$$

$$P_{op} = 12,65 \text{ psi}$$

La presión de diseño se calculó con la Ecuación AIV.7.

$$P_d = 12,65 \text{ psi} \times 0,10 + 12,65 \text{ psi}$$

$$P_d = 13,91 \text{ psi}$$

AV.5. DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS

Se calculó la velocidad que circula por las tuberías con la Ecuación 3.26 y se tuvo como referencia las velocidades permisibles de la Tabla 3.9 y los criterios de diseño del acápite 3. Con base en el acápite 3.2.3 se seleccionaron las tuberías.

A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo de la velocidad en un tramo de tubería presente en el diseño de la planta de tratamiento. En total son 70 tramos de tubería en toda la planta y los resultados se presentan en la Tabla 4.10.

Tramo: Desde Tee hasta U-1101A. Diámetro nominal y cédula considerado: 1/2 in y 10 (diámetro interno 17,12 mm).

$$v_t = \frac{1,90 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{\frac{\pi \times \left(17,12 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} \right)^2}{4}}$$

$$v_t = 2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La velocidad calculada es de 2,29 m/s, el resultado está en concordancia con la Tabla 3.9.

La longitud de las tuberías se determinó con base en la Tabla 4.8, la altura de los equipos y la altura respecto al suelo de los tanques de almacenamiento, el tanque de mezcla y los filtros granulares de la Tabla 4.9, se calculó la longitud con la Ecuación AV.1. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo del tramo desde Tee hasta U-1101A.

$$L_t = \text{Distancia equipos} + \text{altura equipo} + \text{altura equipo respecto al suelo} \quad [\text{AV.1}]$$

$$L_t = 3,00 \text{ m} + 2,30 \text{ m} + 0 \text{ m}$$

$$L_t = 5,30 \text{ m}$$

AV.6. DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

AV.6.1. BOMBA P-1101A/B, TRAMO: DESDE TK-1101 HASTA U-1101A/B

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 además de respectivamente, con estos valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII. Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10.

$$N_{Rs} = \frac{27,864 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} \times 0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 21\,234,24$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{27,864 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 2,51 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0261.

$$N_{Rd} = \frac{17,12 \text{ mm} \times \frac{1}{1000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 34\,341,02$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{17,12 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 4,09 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0239.

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0261 \times \frac{3,00 \text{ m}}{27,864 \text{ mm} \times \frac{1}{1000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,11 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0239 \times \frac{8,30 \text{ m}}{17,12 \text{ mm} \times \frac{1}{1000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 3,10 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = h_{fs} + h_{fd}$$

[AV.2]

$$h_{ft} = 0,11 \text{ m} + 3,10 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 3,21 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga. Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8.

En la Tabla AV.5 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1101A/B.

Tabla AV.5. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1101A/B

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 3 |
| Tee estándar | 6 |
| Codo estándar | 4 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{facs} = 3 \times \left(10 \times \frac{\left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 6 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + 4 \times \left(0,90 \times \frac{\left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{facs} = 1,73 \text{ m}$$

En la Tabla AV.6 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1101A/B.

Tabla AV.6. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1101A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 2 |
| Codo estándar | 2 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + 2 \times \left(1,80 \times \frac{\left(2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 2 \times \left(0,90 \times \frac{\left(2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(2,29 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 5,10 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = h_{\text{facd}} + h_{\text{facf}} \quad [\text{AV.3}]$$

$$h_{\text{fact}} = 1,73 \text{ m} + 5,10 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 6,83 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son: la altura de los equipos y las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 2,30 \text{ m} + 3,21 \text{ m} + 6,83 \text{ m} - 1,80 \text{ m}$$

$$H_B = 10,54 \text{ m}$$

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 10,54 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,90 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 54,97 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 0,074 \text{ HP}$$

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 45 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,074 \text{ HP}}{0,45} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,18 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba centrífuga de 1/4 HP.

El cálculo del NPSH se realizó con la Ecuación 3.23.

$$\text{NPSH} = \frac{\left(0,87 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,50 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 1,54 \text{ m}$$

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente entra por la parte superior del equipo.

$$H_s = 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,80 \text{ m}$$

$$H_s = 17\,787,43 \text{ Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\text{TDH} = \left((3,10 + 5,10)\text{m} \times 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 17\,787,43 \text{ Pa}$$

$$+ \left((0,11 + 1,73)\text{m} \times 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)$$

$$\text{TDH} = 81\,426,92 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\text{TDH} = \mathbf{11,81 \text{ psi}}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = H_s + H_{fs} \quad [\text{AV.4}]$$

$$P_s = \left(17\,787,43 \text{ Pa} + \left((0,11 + 1,73)\text{m} \times 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_s = \mathbf{5,22 \text{ psi}}$$

$$P_d = H_d + H_{fd} \quad [\text{AV.5}]$$

$$P_d = \left((3,10 + 5,10)\text{m} \times 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = \mathbf{11,76 \text{ psi}}$$

AV.6.2. BOMBA P-1102A/B/C/D, TRAMO: RECIRCULACIÓN DE U-1101A/B

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 respectivamente, con estos valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII. Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10, la viscosidad del fluido se consideró igual a la del efluente.

$$N_{Rs} = \frac{87,325 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 0,70 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 54\,607,06$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{87,325 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 8,02 \times 10^{-5}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0208.

$$N_{Rd} = \frac{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 97\,674,27$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{49,251 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 1,42 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0188.

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0208 \times \frac{3,00 \text{ m}}{87,325 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,70 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,018 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0188 \times \frac{7,55 \text{ m}}{49,251 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 0,72 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = 0,018 \text{ m} + 0,72 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 0,74 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga. Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8.

En la Tabla AV.7 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1102A/B/C/D.

Tabla AV.7. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1102A/B/C/D

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 2 |
| Codo estándar | 1 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facs}} = \left(10 \times \frac{\left(0,70 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 2 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,70 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,90 \times \frac{\left(0,70 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,70 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facs}} = 0,38 \text{ m}$$

En la Tabla AV.8 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1102A/B/C/D.

Tabla AV.8. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1102A/B/C/D

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 1 |
| Codo estándar | 4 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1,80 \times \frac{\left(2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 4 \times \left(0,90 \times \frac{\left(2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(2,22 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 4,75 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = 0,38 \text{ m} + 4,75 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 5,13 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 0,74 \text{ m} + 5,13 \text{ m}$$

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

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 5,87 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 15,20 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 249,78 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 0,34 \text{ HP}$$

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 45 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,34 \text{ HP}}{0,45} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,82 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba centrífuga de 1 HP.

El cálculo del NPSH se realizó con la Ecuación 3.23.

$$\text{NPSH} = \frac{\left(0,70 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,50 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 1,53 \text{ m}$$

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente entra por la parte superior del equipo.

$$H_s = 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,30 \text{ m}$$

$$H_s = 23\,179,65 \text{ Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\begin{aligned} \text{TDH} = & \left((0,72 + 4,75)\text{m} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 23\,179,65 \text{ Pa} \\ & + \left((0,018 + 0,38)\text{m} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \end{aligned}$$

$$\text{TDH} = 38\,780,55 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\mathbf{\text{TDH} = 5,22 \text{ psi}}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = \left(23\,179,65 \text{ Pa} + \left((0,018 + 0,38)\text{m} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\mathbf{P_s = 3,94 \text{ psi}}$$

$$P_d = \left((0,72 + 4,75)\text{m} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = 8,00 \text{ psi}$$

AV.6.3. BOMBA P-1103A/B, TRAMO: DESDE U-1101A/B HASTA PISCINA DE LODOS

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 respectivamente, con estos valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII. Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10, la viscosidad del lodo se consideró igual a la del efluente.

$$N_{Rs} = \frac{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 23\,318,63$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{49,251 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 1,42 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0252.

$$N_{Rd} = \frac{27,864 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 1,66 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 41\,320,32$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{27,864 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 2,51 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0226.

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0252 \times \frac{6,00 \text{ m}}{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,044 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0226 \times \frac{10,00 \text{ m}}{27,864 \text{ mm} \times \frac{1}{1000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(1,66 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 1,14 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = 0,044 \text{ m} + 1,14 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 1,18 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga. Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8.

En la Tabla AV.9 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1103A/B.

Tabla AV.9. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1103A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 3 |
| Codo estándar | 2 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facs}} = \left(10 \times \frac{\left(0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 3 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + 2 \times \left(0,90 \times \frac{\left(0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,53 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facs}} = 0,26 \text{ m}$$

En la Tabla AV.10 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1103A/B.

Tabla AV.10. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1103A/B

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 1 |
| Codo estándar | 1 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(1,66 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(1,66 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1,80 \times \frac{\left(1,66 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + \left(0,90 \times \frac{\left(1,66 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(1,66 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 2,38 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = 0,26 \text{ m} + 2,38 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 2,64 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son: la altura del equipo y las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 1,18 \text{ m} + 2,64 \text{ m} - 2,30 \text{ m}$$

$$H_B = 1,52 \text{ m}$$

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 1,52 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,65 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 15,53 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 0,021 \text{ HP}$$

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 40 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,021 \text{ HP}}{0,40} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,057 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba recíproca de 1/4 HP.

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente sale hacia la piscina de lodos.

$$H_s = 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,30 \text{ m}$$

$$H_s = 23\,179,65 \text{ Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\begin{aligned} \text{TDH} = & \left((1,14 + 2,38) \text{ m} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 23\,179,65 \text{ Pa} \\ & + \left((0,044 + 0,26) \text{ m} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \end{aligned}$$

$$\text{TDH} = 15\,359,03 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\mathbf{\text{TDH} = 2,23 \text{ psi}}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = \left(23\,179,65 \text{ Pa} + \left((0,044 + 0,26) \text{ m} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\mathbf{P_s = 3,81 \text{ psi}}$$

$$P_d = \left((1,14 + 2,38) \text{ m} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = 5,15 \text{ psi}$$

AV.6.4. BOMBA P-1104A/B, TRAMO: DESDE U-1101A/B HASTA U-1102A/B

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 respectivamente, con estos valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII. Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10, la viscosidad del fluido se consideró igual a la del efluente.

$$N_{Rs} = \frac{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 37\,837,78$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{49,251 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 1,42 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0227.

$$N_{Rd} = \frac{33,985 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 1,80 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 54\,647,70$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{33,985 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 2,06 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0212. La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0227 \times \frac{9,00 \text{ m}}{49,251 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,16 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0212 \times \frac{11,00 \text{ m}}{33,985 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,80 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 1,13 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = 0,16 \text{ m} + 1,13 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 1,30 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga. Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8. En la Tabla AV.11 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1104A/B.

Tabla AV.11. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1104A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 4 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 3 |
| Codo estándar | 3 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facs}} = 4 \times \left(10 \times \frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 3 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + 3 \times \left(0,90 \times \frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facs}} = 1,84 \text{ m}$$

En la Tabla AV.12 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1104A/B.

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(1,80 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(1,80 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(1,80 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + 6 \times \left(1,80 \times \frac{\left(1,80 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 3 \times \left(0,90 \times \frac{\left(1,80 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(1,80 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 4,50 \text{ m}$$

Tabla AV.12. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1104A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 6 |
| Codo estándar | 3 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = 1,84 \text{ m} + 4,50 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 6,34 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son: la altura de los equipos y las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 5,00 \text{ m} + 1,30 \text{ m} + 6,34 \text{ m} - 2,30 \text{ m}$$

$$H_B = 10,34 \text{ m}$$

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 10,34 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 5,88 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 170,21 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 0,23 \text{ HP}$$

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 45 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,23 \text{ HP}}{0,45} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,56 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba centrífuga de 3/4 HP.

El cálculo del NPSH se realizó con la Ecuación 3.23.

$$\text{NPSH} = \frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,50 \text{ m}$$

$$\mathbf{NPSH = 1,54\ m}$$

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente entra por la parte superior del equipo.

$$H_s = 1\ 027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,30\ \text{m}$$

$$H_s = 23\ 179,65\ \text{Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\begin{aligned} \text{TDH} = & \left((1,13 + 4,50)\text{m} \times 1\ 027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 23\ 179,65\ \text{Pa} \\ & + \left((0,16 + 1,84)\text{m} \times 1\ 027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \end{aligned}$$

$$\text{TDH} = 53\ 716,31\ \text{Pa} \times \frac{14,7\ \text{psi}}{101\ 325\ \text{Pa}}$$

$$\mathbf{TDH = 7,80\ \text{psi}}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = \left(23\ 179,65\ \text{Pa} + \left((0,16 + 1,84)\text{m} \times 1\ 027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7\ \text{psi}}{101\ 325\ \text{Pa}}$$

$$\mathbf{P_s = 6,29\ \text{psi}}$$

$$P_d = \left((1,13 + 4,50)m \times 1\,027,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = 8,23 \text{ psi}$$

AV.6.5. BOMBA P-1205A/B, TRAMO: DESDE TK-1203 HASTA R-1301

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 respectivamente, con estos valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII. Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10, la viscosidad del fluido se consideró igual a la del efluente.

$$N_{Rs} = \frac{24,308 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 17\,201,46$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{24,308 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 2,88 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0274.

$$N_{Rd} = \frac{13,868 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 2,26 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 29\,971,37$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{13,868 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 5,05 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0248.

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0274 \times \frac{3,00 \text{ m}}{24,308 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,094 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0248 \times \frac{15,80 \text{ m}}{13,868 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(2,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 7,36 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = 0,094 \text{ m} + 7,36 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 7,45 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga. Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8.

En la Tabla AV.13 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1205A/B.

Tabla AV.13. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1205A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 2 |
| Codo estándar | 1 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facs}} = \left(10 \times \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 2 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + \left(0,90 \times \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facs}} = 0,42 \text{ m}$$

En la Tabla AV.14 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1205A/B.

Tabla AV.14. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1205A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 1 |
| Codo estándar | 6 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(2,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(2,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(2,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + \left(1,80 \times \frac{\left(2,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 6 \times \left(0,90 \times \frac{\left(2,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(2,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 5,44 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = 0,42 \text{ m} + 5,44 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 5,86 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son: la altura de los equipos y las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 2,80 \text{ m} + 7,45 \text{ m} + 5,86 \text{ m} - 1,30 \text{ m}$$

$$H_B = 14,81 \text{ m}$$

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 14,81 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,23 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 54,60 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 0,073 \text{ HP}$$

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 45 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,073 \text{ HP}}{0,45} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,18 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba centrífuga de 1/4 HP.

El cálculo del NPSH se realizó con la Ecuación 3.23.

$$\text{NPSH} = \frac{\left(0,74 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,50 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 1,53 \text{ m}$$

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente entra por la parte superior del equipo.

$$H_s = 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,30 \text{ m}$$

$$H_s = 14\,024,47 \text{ Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\begin{aligned} \text{TDH} = & \left((7,36 + 5,44) \text{ m} \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 14\,024,47 \text{ Pa} \\ & + \left((0,094 + 0,42) \text{ m} \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \end{aligned}$$

$$\text{TDH} = 129\,610,33 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\text{TDH} = 18,80 \text{ psi}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = \left(14\,024,47 \text{ Pa} + \left((0,094 + 0,42) \text{ m} \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_s = 2,84 \text{ psi}$$

$$P_d = \left((7,36 + 5,44) \text{ m} \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = 20,00 \text{ psi}$$

AV.6.6. BOMBA P-1306A/B, TRAMO: RECIRCULACIÓN DE R-1301

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 respectivamente, con estos valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII. Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10, la viscosidad del fluido se consideró igual a la del efluente.

$$N_{Rs} = \frac{87,325 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 50\,753,60$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{87,325 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 8,02 \times 10^{-5}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0211.

$$N_{Rd} = \frac{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 90\,347,19$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{49,251 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 1,42 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0191.

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0211 \times \frac{3,00 \text{ m}}{87,325 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,015 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0191 \times \frac{8,05 \text{ m}}{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 0,65 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = 0,015 \text{ m} + 0,65 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 0,67 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga. Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8.

En la Tabla AV.15 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1306A/B.

Tabla AV.15. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1306A/B

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 2 |
| Codo estándar | 1 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facs}} = \left(10 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 2 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,90 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facs}} = 0,31 \text{ m}$$

En la Tabla AV.16 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1306A/B.

Tabla AV.16. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1306A/B

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 1 |
| Codo estándar | 4 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1,80 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + 4 \times \left(0,90 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 3,93 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = 0,31 \text{ m} + 3,93 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 4,24 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 0,67 \text{ m} + 4,24 \text{ m}$$

$$H_B = 4,91 \text{ m}$$

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 4,91 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 13,88 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 193,95 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

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

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 45 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,26 \text{ HP}}{0,45} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,64 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba centrífuga de 3/4 HP.

El cálculo del NPSH se realizó con la Ecuación 3.23.

$$\text{NPSH} = \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,50 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 1,52 \text{ m}$$

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente entra por la parte superior del equipo.

$$H_s = 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,80 \text{ m}$$

$$H_s = 28\,686,21 \text{ Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\begin{aligned} \text{TDH} = & \left((0,65 + 3,93) \text{ m} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 28\,686,21 \text{ Pa} \\ & + \left((0,015 + 0,31) \text{ m} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \end{aligned}$$

$$\text{TDH} = 21\,565,88 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\text{TDH} = 3,13 \text{ psi}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = \left(28\,686,21 \text{ Pa} + \left((0,015 + 0,31) \text{ m} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_s = 4,64 \text{ psi}$$

$$P_d = \left((0,65 + 3,93) \text{ m} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = 6,81 \text{ psi}$$

AV.6.7. BOMBA P-1307A/B, TRAMO: DESDE R-1301 HASTA U-1303

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 respectivamente, con estos valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII. Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10, la viscosidad del fluido se consideró igual a la del efluente.

$$N_{Rs} = \frac{87,325 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}} \times 0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 50\,753,60$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{87,325 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 8,02 \times 10^{-5}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0211.

$$N_{Rd} = \frac{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 90\,347,20$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{49,251 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 1,42 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0191.

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0211 \times \frac{3,00 \text{ m}}{87,325 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,015 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0191 \times \frac{5,60 \text{ m}}{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 0,45 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = 0,015 \text{ m} + 0,45 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 0,47 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga.

Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8.

En la Tabla AV.17 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1307A/B.

Tabla AV.17. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1307A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 2 |
| Codo estándar | 1 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{facs} = \left(10 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 2 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + \left(0,90 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{facs} = 0,32 \text{ m}$$

En la Tabla AV.18 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1307A/B.

Tabla AV.18. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1307A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 1 |
| Codo estándar | 3 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + \left(1,80 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 3 \times \left(0,90 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(2,02 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 3,78 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = 0,32 \text{ m} + 3,78 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 4,10 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son: la altura de los equipos y las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 2,60 \text{ m} + 0,47 \text{ m} + 4,10 \text{ m} - 2,80 \text{ m}$$

$$H_B = 4,37 \text{ m}$$

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 4,37 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 13,88 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 172,62 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 0,23 \text{ HP}$$

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 45 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,23 \text{ HP}}{0,45} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,57 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba centrífuga de 3/4 HP.

El cálculo del NPSH se realizó con la Ecuación 3.23.

$$\text{NPSH} = \frac{\left(0,64 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,50 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 1,52 \text{ m}$$

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente entra por la parte superior del equipo.

$$H_s = 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,80 \text{ m}$$

$$H_s = 28\,686,21 \text{ Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\text{TDH} = \left((0,45 + 3,78)\text{m} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 28\,686,21 \text{ Pa}$$

$$+ \left((0,015 + 0,32)\text{m} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right)$$

$$\text{TDH} = 18\,082,55 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\text{TDH} = 2,62 \text{ psi}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = \left(28\,686,21 \text{ Pa} + \left((0,015 + 0,32)\text{m} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_s = 4,66 \text{ psi}$$

$$P_d = \left((0,45 + 3,78)\text{m} \times 1\,044,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = 6,30 \text{ psi}$$

AV.6.8. BOMBA P-1308A/B, TRAMO: RECIRCULACIÓN DE U-1303

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 respectivamente, con estos

valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII. Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10, la viscosidad del fluido se consideró igual a la del efluente.

$$N_{Rs} = \frac{87,325 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 51\,598,94$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{87,325 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 8,02 \times 10^{-5}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0211.

$$N_{Rd} = \frac{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 90\,886,61$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{49,251 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 1,42 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0190.

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0211 \times \frac{3,75 \text{ m}}{87,325 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,020 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0190 \times \frac{7,85 \text{ m}}{49,251 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 0,64 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = 0,020 \text{ m} + 0,64 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 0,66 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga. Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8.

En la Tabla AV.19 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1308A/B.

Tabla AV.19. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1308A/B

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 2 |
| Codo estándar | 1 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facs}} = \left(10 \times \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 2 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,90 \times \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facs}} = 0,32 \text{ m}$$

En la Tabla AV.20 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1308A/B.

Tabla AV.20. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1308A/B

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 1 |
| Codo estándar | 4 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1,80 \times \frac{\left(2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 4 \times \left(0,90 \times \frac{\left(2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 3,97 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = 0,32 \text{ m} + 3,97 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 4,30 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 0,66 \text{ m} + 4,30 \text{ m}$$

$$H_B = 4,96 \text{ m}$$

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 4,96 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 13,95 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 197,11 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

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

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 45 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,26 \text{ HP}}{0,45} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,65 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba centrífuga de 3/4 HP.

El cálculo del NPSH se realizó con la Ecuación 3.23.

$$\text{NPSH} = \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,50 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 1,52 \text{ m}$$

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente entra por la parte superior del equipo.

$$H_s = 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,60 \text{ m}$$

$$H_s = 26\,664,23 \text{ Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\begin{aligned} \text{TDH} = & \left((0,64 + 3,97)\text{m} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 26\,664,23 \text{ Pa} \\ & + \left((0,020 + 0,32)\text{m} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \end{aligned}$$

$$\text{TDH} = 24\,100,36 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\text{TDH} = 3,50 \text{ psi}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = \left(26\,664,23 \text{ Pa} + \left((0,020 + 0,32)\text{m} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_s = 4,37 \text{ psi}$$

$$P_d = \left((0,64 + 3,97)\text{m} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = 6,86 \text{ psi}$$

AV.6.9. BOMBA P-1309A/B, TRAMO: DESDE U-1303 HASTA PISCINA DE LODOS

Se calculó, para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con las Ecuaciones 3.8 y 3.19 respectivamente, con estos valores se determinó el factor de fricción con la ayuda de la Figura AVIII.

Se realizaron los cálculos con los datos de la Tabla 4.10, la viscosidad del lodo se consideró igual a la del efluente.

$$N_{Rs} = \frac{54,788 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 0,46 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rs} = 22\,910,37$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = \frac{0,007 \text{ mm}}{54,788 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa succión} = 1,28 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0253.

$$N_{Rd} = \frac{30,099 \text{ mm} \times \frac{1}{1\,000} \frac{\text{m}}{\text{mm}} \times 1,52 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_{Rd} = 41\,589,57$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = \frac{0,007 \text{ mm}}{30,099 \text{ mm}}$$

$$\text{Rugosidad relativa descarga} = 2,33 \times 10^{-4}$$

El factor de fricción de succión determinado es de 0,0225.

La pérdida por fricción en tuberías se calculó con la Ecuación 3.18, para la succión y la descarga.

$$h_{fs} = 0,0253 \times \frac{3,00 \text{ m}}{54,788 \text{ mm} \times \frac{1}{1000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(0,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs} = 0,015 \text{ m}$$

$$h_{fd} = 0,0225 \times \frac{10,00 \text{ m}}{30,099 \text{ mm} \times \frac{1}{1000} \frac{\text{m}}{\text{mm}}} \times \frac{\left(1,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd} = 0,88 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se calculó con la Ecuación AV.2.

$$h_{ft} = 0,015 \text{ m} + 0,88 \text{ m}$$

$$h_{ft} = 0,90 \text{ m}$$

La pérdida por fricción debido a los accesorios se calculó con la Ecuación 3.20, para la succión y la descarga.

Los valores de K se encuentran en la Tabla 3.8.

En la Tabla AV.21 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de succión de la bomba P-1309A/B.

Tabla AV.21. Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1309A/B

| Accesorio | Número |
|--|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula de compuerta completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 3 |
| Codo estándar | 2 |
| Pérdida a la entrada de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facs}} = \left(10 \times \frac{\left(0,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,19 \times \frac{\left(0,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 3 \times \left(1,80 \times \frac{\left(0,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + 2 \times \left(0,90 \times \frac{\left(0,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(0,50 \times \frac{\left(0,46 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facs}} = 0,19 \text{ m}$$

En la Tabla AV.22 se presentan los accesorios y su cantidad en el tramo de descarga de la bomba P-1309A/B.

Tabla AV.22. Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1309A/B

| Accesorio | Número |
|---------------------------------------|--------|
| Válvula de bola completamente abierta | 1 |
| Válvula check completamente abierta | 1 |
| Tee estándar | 1 |
| Codo estándar | 1 |
| Pérdida a la salida de la tubería | 1 |

$$h_{\text{facd}} = \left(10 \times \frac{\left(1,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(2,50 \times \frac{\left(1,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1,80 \times \frac{\left(1,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \\ + \left(0,90 \times \frac{\left(1,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + \left(1 \times \frac{\left(1,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{facd}} = 1,91 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total debido a los accesorios se calculó con la Ecuación AV.3.

$$h_{\text{fact}} = 0,19 \text{ m} + 1,91 \text{ m}$$

$$h_{\text{fact}} = 2,10 \text{ m}$$

Se calculó la altura total de bombeo con la Ecuación 3.17. Los datos son: la altura del equipo y las pérdidas por fricción en tuberías y accesorios.

$$H_B = 0,90 \text{ m} + 2,10 \text{ m} - 2,60 \text{ m}$$

$$H_B = 0,40 \text{ m}$$

La potencia hidráulica se calculó con la Ecuación 3.21.

$$P_{\text{hyd}} = 0,40 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,91 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 4,46 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P_{\text{hyd}} = 0,0064 \text{ HP}$$

La potencia real se calculó con la Ecuación 3.22 y un factor de seguridad de 10 %, se consideró una eficiencia de 40 %.

$$P_{\text{real}} = \frac{0,0064 \text{ HP}}{0,40} \times 1,10$$

$$P_{\text{real}} = 0,018 \text{ HP}$$

Se requiere de una bomba recíprocante de 1/4 HP.

Se calculó el cabezal estático en la succión con la Ecuación 3.25. No existe cabezal estático en la descarga porque el efluente sale hacia la piscina de lodos.

$$H_s = 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,60 \text{ m}$$

$$H_s = 26\,664,23 \text{ Pa}$$

Se determinó la altura total dinámica con la Ecuación 3.24; las pérdidas en la succión y en la descarga tienen que estar en unidades de presión, por lo tanto, se multiplicó por la aceleración de la gravedad y la densidad del efluente.

$$\begin{aligned} \text{TDH} = & \left((0,88 + 1,91)\text{m} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) - 26\,664,23 \text{ Pa} \\ & + \left((0,015 + 0,19)\text{m} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \end{aligned}$$

$$\text{TDH} = 4\,050,91 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\mathbf{\text{TDH} = 0,59 \text{ psi}}$$

Las presiones de succión y de descarga se determinaron con las Ecuaciones AV.4 y AV.5.

$$P_s = \left(26\,664,23 \text{ Pa} + \left((0,015 + 0,19)\text{m} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$\mathbf{P_s = 4,17 \text{ psi}}$$

$$P_d = \left((0,88 + 1,91)\text{m} \times 1\,045,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_d = 4,15 \text{ psi}$$

AV.7. DIMENSIONAMIENTO DEL COEFICIENTE DE DESCARGA DE LAS VÁLVULAS

Se calculó el coeficiente de descarga de las válvulas con la Ecuación 3.27 y los criterios del acápite 3.2.4. La constante característica de cada válvula se encuentra en la Tabla 3.8.

Válvula de tipo bola completamente abierta:

$$C_{Vr} = 1,169 \times 10$$

$$C_{Vr} = 11,69 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

Al coeficiente se aplicó un factor de seguridad del 20 % con la Ecuación AV.6.

$$C_V = C_{Vr} \times 0,2 + C_{Vr} \quad [\text{AV.6}]$$

$$C_V = 11,69 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}} \times 0,2 + 11,69 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

$$C_V = 14,03 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

Válvula de tipo check completamente abierta:

$$C_{Vr} = 1,169 \times 2,50$$

$$C_{Vr} = 2,92 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

Al coeficiente se aplicó un factor de seguridad del 20 % con la Ecuación AV.6.

$$C_v = 2,92 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}} \times 0,2 + 2,92 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

$$C_v = 3,51 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

Válvula de tipo compuerta completamente abierta:

$$C_{v_r} = 1,169 \times 0,19$$

$$C_{v_r} = 0,22 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

Al coeficiente se aplicó un factor de seguridad del 20 % con la Ecuación AV.6.

$$C_v = 0,22 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}} \times 0,2 + 0,22 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

$$C_v = 0,27 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}}$$

AV.8. DIMENSIONAMIENTO DE LOS AGITADORES

Se dimensionó los agitadores siguiendo los criterios del acápite 3.2.5.

AV.8.1. AGITADOR A-1101 DEL TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN

Se determinó el tipo de impulsor con la Figura 3.2, el impulsor seleccionado es de turbina y la velocidad del impulsor se seleccionó con base en la Tabla 3.10. Los

datos necesarios para el dimensionamiento del agitador se encuentran en las Tablas 3.10, 4.3, 4.4 y 4.14.

El diámetro del impulsor se determinó con la Ecuación 3.28.

$$D_a = \frac{1}{3} \times 1,70 \text{ m}$$

$$\mathbf{D_a = 0,57 \text{ m}}$$

El ancho de las palas del impulsor se determinó con la Ecuación 3.29.

$$W = \frac{1}{5} \times 0,57 \text{ m}$$

$$\mathbf{W = 0,11 \text{ m}}$$

La longitud de las palas del impulsor se determinó con la Ecuación 3.30.

$$L = \frac{1}{4} \times 0,57 \text{ m}$$

$$\mathbf{L = 0,14 \text{ m}}$$

La altura del impulsor respecto al fondo se determinó con la Ecuación 3.31.

$$E = \frac{1}{3} \times 1,70 \text{ m}$$

$$\mathbf{E = 0,57 \text{ m}}$$

El diámetro del disco central del impulsor se determinó con la Ecuación 3.32.

$$S = \frac{1}{4} \times 1,70 \text{ m}$$

$$S = 0,43 \text{ m}$$

El ancho del deflector se determinó con la Ecuación 3.33.

$$J = \frac{1}{10} \times 1,70 \text{ m}$$

$$J = 0,17 \text{ m}$$

Se calculó el número de Reynolds con la Ecuación 3.34.

$$N_R = \frac{(0,57 \text{ m})^2 \times 150 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_R = 711\,481,56$$

El régimen del fluido es superior a 10 000, por lo tanto, se utilizó la Ecuación 3.36 para determinar la potencia del motor.

$$P = 1,27 \times 1\,007,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(150 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (0,57 \text{ m})^5$$

$$P = 1\,202,73 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P = 1,61 \text{ HP}$$

La potencia del motor debe ser de 2 HP.

AV.8.2. AGITADOR A-1202 DEL TANQUE DE MEZCLA

Se determinó el tipo de impulsor con la Figura 3.2, el impulsor seleccionado es de hélice y la velocidad del impulsor se seleccionó con base en la Tabla 3.10. Los datos necesarios para el dimensionamiento del agitador se encuentran en las Tablas 3.10, 4.3, 4.4 y 4.14. La viscosidad del fluido en el tanque de mezcla se consideró igual a la del efluente.

El diámetro del impulsor se determinó con la Ecuación 3.28.

$$D_a = \frac{1}{3} \times 1,00 \text{ m}$$

$$\mathbf{D_a = 0,33 \text{ m}}$$

La altura del impulsor respecto al fondo se determinó con la Ecuación 3.31.

$$E = \frac{1}{3} \times 1,00 \text{ m}$$

$$\mathbf{E = 0,33 \text{ m}}$$

El diámetro del disco central del impulsor se determinó con la Ecuación 3.32.

$$S = \frac{1}{4} \times 1,00 \text{ m}$$

$$\mathbf{S = 0,25 \text{ m}}$$

El ancho del deflector se determinó con la Ecuación 3.33.

$$J = \frac{1}{10} \times 1,00 \text{ m}$$

$$J = 0,10 \text{ m}$$

Se calculó el número de Reynolds con la Ecuación 3.34.

$$N_R = \frac{(0,33 \text{ m})^2 \times 400 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 1105,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_R = 697\,717,57$$

El régimen del fluido es superior a 10 000, por lo tanto, se utilizó la Ecuación 3.36 para determinar la potencia del motor.

$$P = 0,32 \times 1105,20 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(400 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (0,33 \text{ m})^5$$

$$P = 410,10 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P = 0,55 \text{ HP}$$

La potencia del motor debe ser de 3/4 HP.

AV.8.3. AGITADOR A-1203 DEL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO

Se determinó el tipo de impulsor con la Figura 3.2, el impulsor seleccionado es de turbina y la velocidad del impulsor se seleccionó con base en la Tabla 3.10. Los datos necesarios para el dimensionamiento del agitador se encuentran en las Tablas 3.10, 4.3, 4.4 y 4.14. La viscosidad del fluido en el tanque de acondicionamiento se consideró igual a la del efluente.

El diámetro del impulsor se determinó con la Ecuación 3.28.

$$D_a = \frac{1}{3} \times 1,30 \text{ m}$$

$$\mathbf{D_a = 0,43 \text{ m}}$$

El ancho de las palas del impulsor se determinó con la Ecuación 3.29.

$$W = \frac{1}{5} \times 0,43 \text{ m}$$

$$\mathbf{W = 0,087 \text{ m}}$$

La longitud de las palas del impulsor se determinó con la Ecuación 3.30.

$$L = \frac{1}{4} \times 0,43 \text{ m}$$

$$\mathbf{L = 0,11 \text{ m}}$$

La altura del impulsor respecto al fondo se determinó con la Ecuación 3.31.

$$E = \frac{1}{3} \times 1,30 \text{ m}$$

$$\mathbf{E = 0,43 \text{ m}}$$

El diámetro del disco central del impulsor se determinó con la Ecuación 3.32.

$$S = \frac{1}{4} \times 1,30 \text{ m}$$

$$\mathbf{S = 0,33 \text{ m}}$$

El ancho del deflector se determinó con la Ecuación 3.33.

$$J = \frac{1}{10} \times 1,30 \text{ m}$$

$$J = 0,13 \text{ m}$$

Se calculó el número de Reynolds con la Ecuación 3.34.

$$N_R = \frac{(0,43 \text{ m})^2 \times 150 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$N_R = 442\,039,63$$

El régimen del fluido es superior a 10 000, por lo tanto, se utilizó la Ecuación 3.36 para determinar la potencia del motor.

$$P = 1,27 \times 1\,099,72 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(150 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times (0,43 \text{ m})^5$$

$$P = 320,81 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P = 0,43 \text{ HP}$$

La potencia del motor debe ser de 1/2 HP.

ANEXO VI

BALANCE DE ENERGÍA

Para el cálculo del balance de energía se utilizaron los datos de las Tablas 3.7, 4.4 y 4.14, además de las ecuaciones del acápite 4.4.

AVI.1. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN TK-1101

Se planteó la Ecuación AVI.1, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 1,80 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{1,70444 \text{ m}}{1,70 \text{ m}}} \quad [\text{AVI.1}]$$

La Ecuación AVI.1 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del tanque de homogeneización. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{55,50 \text{ }^\circ\text{C} + 17,00 \text{ }^\circ\text{C}}{2} - 17 \text{ }^\circ\text{C} \right)}{1,80 \text{ m}} \right)^{1/4} \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 2,21 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{sup \text{ cilindro}} = \pi \times \frac{(1,70 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 2,27 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 1,70444 \text{ m} \times 1,80 \text{ m}$$

$$A_l = 9,64 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.2 y AVI.3, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{\text{cvsup}} = 2,21 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 2,27 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \quad [\text{AVI.2}]$$

$$Q_{\text{cvl}} = 2,21 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 9,64 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ\text{C}) \quad [\text{AVI.3}]$$

Las Ecuaciones AVI.2 y AVI.3 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.4, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = 1\,913,93 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1}{3\,600} \frac{\text{h}}{\text{s}} \times 4\,181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (55,50 ^\circ\text{C} - T_i) \quad [\text{AVI.4}]$$

La Ecuación AVI.4 se encuentra en función de la temperatura interna del tanque de homogeneización.

Se aplicó la ley cero de la Termodinámica, donde dos cuerpos a diferentes temperaturas se igualan en una temperatura final transcurrido un tiempo, con la ecuación de calor ganado es igual a calor perdido. La Ecuación AVI.5 es el resultado de la aplicación de la ley.

$$-Q_{\text{perdido}} = Q_{\text{ganado}}$$

$$Q_T = Q_{\text{cd cilindro}} + Q_{\text{cvsup}} + Q_{\text{cvl}}$$

$$Q_T - Q_{cd \text{ cilindro}} - Q_{cv\text{sup}} - Q_{cvl} = 0 \quad [\text{AVI.5}]$$

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.1, AVI.2, AVI.3, AVI.4 y AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.1 se presentan los resultados del balance de energía del tanque de homogeneización.

Tabla AVI.1. Resultados del balance de energía del tanque de homogeneización

| Parámetro | Valor |
|---|-------------|
| Calor total | 11 117,71 W |
| Calor por conducción | 10 541,06 W |
| Calor por convección en el área superficial | 167,94 W |
| Calor por convección en el área lateral | 408,70 W |
| Temperatura interna | 50,50 °C |
| Temperatura externa | 36,19 °C |

AVI.2. BALANCE DE ENERGÍA EN EL SEDIMENTADOR PRIMARIO U-1101A/B

Se planteó la Ecuación AVI.6, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{\text{W}}{\text{m} \times ^\circ\text{C}} \times 2,30 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{3,30512 \text{ m}}{3,30 \text{ m}}} \right) \times \frac{3 600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.6}]$$

La Ecuación AVI.6 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del sedimentador primario. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{(50,50 \text{ } ^\circ\text{C} + 17,00 \text{ } ^\circ\text{C})}{2} - 17 \text{ } ^\circ\text{C} \right)^{1/4}}{2,30 \text{ m}} \right) \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 2,01 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(3,30 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 8,55 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 3,30512 \text{ m} \times 2,30 \text{ m}$$

$$A_l = 23,88 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.7 y AVI.8, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{cvsup} = \left(2,01 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C} \times 8,55 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ C) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.7}]$$

$$Q_{cvl} = \left(2,01 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C} \times 23,88 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ C) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.8}]$$

Las Ecuaciones AVI.7 y AVI.8 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.9, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = \left(15\,311,42 \text{ kg} \times 4\,181,00 \frac{J}{\text{kg} \times ^\circ C} \times (50,50 ^\circ C - T_i) \right) + \left(304 \text{ kg} \times 859,00 \frac{J}{\text{kg} \times ^\circ C} \times (T_i - 17,00 ^\circ C) \right) \quad [\text{AVI.9}]$$

La Ecuación AVI.9 se encuentra en función de la temperatura interna del sedimentador primario.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.6, AVI.7, AVI.8, AVI.9 y AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.2 se presentan los resultados del balance de energía del sedimentador primario.

Tabla AVI.2. Resultados del balance de energía del sedimentador primario

| Parámetro | Valor |
|---|------------------|
| Calor total | 899 867 754,37 J |
| Calor por conducción | 890 192 810,18 J |
| Calor por convección en el área superficial | 9 674 944,20 J |
| Calor por convección en el área lateral | 0,00 J |
| Temperatura interna | 36,52 °C |
| Temperatura externa | 17,00 °C |

AVI.3. BALANCE DE ENERGÍA EN EL FILTRO GRANULAR U-1102A/B

Se planteó la Ecuación AVI.10, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 2,00 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{0,30409 \text{ m}}{0,30 \text{ m}}} \right) \times \frac{3 600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.10}]$$

La Ecuación AVI.10 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del filtro granular. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{(36,52 \text{ } ^\circ\text{C} + 17,00 \text{ } ^\circ\text{C})}{2} - 17 \text{ } ^\circ\text{C} \right)^{1/4}}{2,00 \text{ m}} \right) \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,82 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(0,30 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 0,071 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 0,30409 \text{ m} \times 2,00 \text{ m}$$

$$A_l = 1,91 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.11 y AVI.12, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{cvsup} = \left(1,82 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 0,071 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.11}]$$

$$Q_{cvl} = \left(1,82 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 1,91 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.12}]$$

Las Ecuaciones AVI.11 y AVI.12 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.13, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = \left(11\,867,72 \text{ kg} \times 4\,181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (36,52 ^\circ\text{C} - T_i) \right) \quad [\text{AVI.13}]$$

La Ecuación AVI.13 se encuentra en función de la temperatura interna del filtro granular.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.10, AVI.11, AVI.12, AVI.13 y AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.3 se presentan los resultados del balance de energía del filtro granular.

Tabla AVI.3. Resultados del balance de energía del filtro granular

| Parámetro | Valor |
|---|-----------------|
| Calor total | 80 116 059,83 J |
| Calor por conducción | 80 050 055,75 J |
| Calor por convección en el área superficial | 64 330,92 J |
| Calor por convección en el área lateral | 1 673,16 J |
| Temperatura interna | 34,91 °C |
| Temperatura externa | 17,02 °C |

AVI.4. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA TK-1207

Se planteó la Ecuación AVI.14, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 1,25 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{1,25423 \text{ m}}{1,25 \text{ m}}} \right) \times \frac{3 \ 600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.14}]$$

La Ecuación AVI.14 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del tanque de almacenamiento de agua. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{(25,00 \text{ } ^\circ C + 17,00 \text{ } ^\circ C)}{2} - 17 \text{ } ^\circ C \right)^{1/4}}{1,25 \text{ m}} \right) \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,63 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(1,25 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 1,23 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 1,25423 \text{ m} \times 1,25 \text{ m}$$

$$A_l = 4,93 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.15 y AVI.16, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{\text{cvsup}} = \left(1,63 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 1,23 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.15}]$$

$$Q_{\text{cvl}} = \left(1,63 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 4,93 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.16}]$$

Las Ecuaciones AVI.15 y AVI.16 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.17, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = 2 \times 576,80 \text{ kg} \times 4181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (25,00 ^\circ\text{C} - T_i) \quad [\text{AVI.17}]$$

La Ecuación AVI.17 se encuentra en función de la temperatura interna del tanque de almacenamiento de agua.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.14, AVI.15, AVI.16, AVI.17 y

AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.4 se presentan los resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de agua.

Tabla AVI.4. Resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de agua

| Parámetro | Valor |
|---|-----------------|
| Calor total | 26 855 421,95 J |
| Calor por conducción | 26 693 979,29 J |
| Calor por convección en el área superficial | 140 486,23 J |
| Calor por convección en el área lateral | 20 956,42 J |
| Temperatura interna | 19,43 °C |
| Temperatura externa | 17,09 °C |

AVI.5. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE MEZCLA TK-1202

Se planteó la Ecuación AVI.18, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 1,00 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{1,00416 \text{ m}}{1,00 \text{ m}}} \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.18}]$$

La Ecuación AVI.18 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del tanque de mezcla. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{(25,00 \text{ } ^\circ\text{C} + 17,00 \text{ } ^\circ\text{C})}{2} - 17 \text{ } ^\circ\text{C} \right)^{1/4}}{2,00 \text{ m}} \right) \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,73 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(1,00 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 0,79 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 1,00416 \text{ m} \times 1,00 \text{ m}$$

$$A_l = 3,15 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.19 y AVI.20, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{\text{cvsup}} = \left(1,73 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 0,79 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.19}]$$

$$Q_{\text{cvl}} = \left(1,73 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 3,15 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.20}]$$

Las Ecuaciones AVI.19 y AVI.20 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.21, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = \left(576,80 \text{ kg} \times 4181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (19,43 ^\circ\text{C} - T_i) \right) + \left(64,22 \text{ kg} \times 1443,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \right) \quad [\text{AVI.21}]$$

La Ecuación AVI.21 se encuentra en función de la temperatura interna del tanque de mezcla.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.18, AVI.19, AVI.20, AVI.21 y

AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.5 se presentan los resultados del balance de energía del tanque de mezcla.

Tabla AVI.5. Resultados del balance de energía del tanque de mezcla

| Parámetro | Valor |
|---|----------------|
| Calor total | 4 393 043,06 J |
| Calor por conducción | 4 360 728,52 J |
| Calor por convección en el área superficial | 24 853,65 J |
| Calor por convección en el área lateral | 7 460,89 J |
| Temperatura interna | 17,64 °C |
| Temperatura externa | 17,05 °C |

AVI.6. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE HIDRÓXIDO DE SODIO 10 N TK-1205

Se planteó la Ecuación AVI.22, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 0,60 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{0,60407 \text{ m}}{0,60 \text{ m}}} \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.22}]$$

La Ecuación AVI.22 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{(25,00 \text{ }^\circ\text{C} + 17,00 \text{ }^\circ\text{C})}{2} - 17 \text{ }^\circ\text{C} \right)}{0,60 \text{ m}} \right)^{1/4} \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,96 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(0,60 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 0,28 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 0,60407 \text{ m} \times 0,60 \text{ m}$$

$$A_l = 1,14 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.23 y AVI.24, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{\text{cvsup}} = \left(1,96 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 0,28 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.23}]$$

$$Q_{\text{cvl}} = \left(1,96 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 1,14 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.24}]$$

Las Ecuaciones AVI.23 y AVI.24 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.25, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = (27 + 74,45 + 87,94) \text{ kg} \times 3277,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (25,00 ^\circ\text{C} - T_i) \quad [\text{AVI.25}]$$

La Ecuación AVI.25 se encuentra en función de la temperatura interna del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.22, AVI.23, AVI.24, AVI.25 y

AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.6 se presentan los resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio.

Tabla AVI.6. Resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio 10 N

| Parámetro | Valor |
|---|----------------|
| Calor total | 4 028 444,38 J |
| Calor por conducción | 4 002 629,89 J |
| Calor por convección en el área superficial | 23 902,19 J |
| Calor por convección en el área lateral | 1 912,30 J |
| Temperatura interna | 18,50 °C |
| Temperatura externa | 17,03 °C |

AVI.7. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE ACONDICIONAMIENTO TK-1203

Se planteó la Ecuación AVI.26, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 1,30 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{1,30427 \text{ m}}{1,30 \text{ m}}} \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.26}]$$

La Ecuación AVI.26 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del tanque de acondicionamiento. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{(25,00 \text{ } ^\circ C + 17,00 \text{ } ^\circ C)}{2} - 17 \text{ } ^\circ C \right)}{1,30 \text{ m}} \right)^{1/4} \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,62 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(1,30 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 1,33 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 1,30427 \text{ m} \times 1,30 \text{ m}$$

$$A_l = 5,33 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.27 y AVI.28, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{\text{cv sup}} = \left(1,62 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 1,33 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.27}]$$

$$Q_{\text{cv l}} = \left(1,62 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 5,33 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.28}]$$

Las Ecuaciones AVI.27 y AVI.28 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.29, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = \left(576,80 \text{ kg} \times 4181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (19,43 ^\circ\text{C} - T_i) \right) + \left(44,38 \text{ kg} \times 1180,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \right) + \left(641,02 \text{ kg} \times 1443,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (17,64 ^\circ\text{C} - T_i) \right) + \left((27 + 74,45) \text{ kg} \times 3277,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (18,50 ^\circ\text{C} - T_i) \right) \quad [\text{AVI.29}]$$

La Ecuación AVI.29 se encuentra en función de la temperatura interna del tanque de acondicionamiento.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.26, AVI.27, AVI.28, AVI.29 y AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.7 se presentan los resultados del balance de energía del tanque de acondicionamiento.

Tabla AVI.7. Resultados del balance de energía del tanque de acondicionamiento

| Parámetro | Valor |
|---|----------------|
| Calor total | 5 260 490,71 J |
| Calor por conducción | 5 221 725,81 J |
| Calor por convección en el área superficial | 28 931,35 J |
| Calor por convección en el área lateral | 9 833,55 J |
| Temperatura interna | 17,47 °C |
| Temperatura externa | 17,04 °C |

AVI.8. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ÁCIDO SULFÚRICO 10 N TK-1204

Se planteó la Ecuación AVI.30, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 1,10 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{1,10422 \text{ m}}{1,10 \text{ m}}} \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.30}]$$

La Ecuación AVI.30 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\frac{(25,00 \text{ }^\circ\text{C} + 17,00 \text{ }^\circ\text{C})}{2} - 17 \text{ }^\circ\text{C}}{1,10 \text{ m}} \right)^{1/4} \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,69 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times \text{ }^\circ\text{C}}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(1,10 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 0,95 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 1,10422 \text{ m} \times 1,10 \text{ m}$$

$$A_l = 3,82 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.31 y AVI.32, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{cvsup} = \left(1,69 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times \text{ }^\circ\text{C}} \times 0,95 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 \text{ }^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.31}]$$

$$Q_{cvl} = \left(1,69 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times \text{ }^\circ\text{C}} \times 3,82 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 \text{ }^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.32}]$$

Las Ecuaciones AVI.31 y AVI.32 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.33, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = 988,92 \text{ kg} \times 207,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times \text{ }^\circ\text{C}} \times (25,00 \text{ }^\circ\text{C} - T_i) \quad [\text{AVI.33}]$$

La Ecuación AVI.33 se encuentra en función de la temperatura interna del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.30, AVI.31, AVI.32, AVI.33 y AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.8 se presentan los resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico.

Tabla AVI.8. Resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 10 N

| Parámetro | Valor |
|---|-----------------|
| Calor total | 13 883 929,68 J |
| Calor por conducción | 13 794 993,88 J |
| Calor por convección en el área superficial | 75 499,11 J |
| Calor por convección en el área lateral | 13 436,69 J |
| Temperatura interna | 18,64 °C |
| Temperatura externa | 17,07 °C |

AVI.9. BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO 30 % TK-1206

Se planteó la Ecuación AVI.34, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 0,80 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{0,8041 \text{ m}}{0,80 \text{ m}}} \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.34}]$$

La Ecuación AVI.34 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\frac{(25,00 \text{ °C} + 17,00 \text{ °C})}{2} - 17 \text{ °C}}{0,80 \text{ m}} \right)^{1/4} \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,83 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times \text{°C}}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(0,80 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 0,50 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 0,8041 \text{ m} \times 0,80 \text{ m}$$

$$A_l = 2,02 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.35 y AVI.36, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{cvsup} = \left(1,83 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times \text{°C}} \times 0,50 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 \text{ °C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.35}]$$

$$Q_{cvl} = \left(1,83 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times \text{°C}} \times 2,02 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 \text{ °C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.36}]$$

Las Ecuaciones AVI.35 y AVI.36 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.37, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = 368,94 \text{ kg} \times 1271,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times \text{°C}} \times (25,00 \text{ °C} - T_i) \quad [\text{AVI.37}]$$

La Ecuación AVI.37 se encuentra en función de la temperatura interna del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.34, AVI.35, AVI.36, AVI.37 y AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.9 se presentan los resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno.

Tabla AVI.9. Resultados del balance de energía del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % en peso

| Parámetro | Valor |
|---|----------------|
| Calor total | 3 405 630,04 J |
| Calor por conducción | 3 383 060,99 J |
| Calor por convección en el área superficial | 19 386,0 J |
| Calor por convección en el área lateral | 3 182,85 J |
| Temperatura interna | 17,73 °C |
| Temperatura externa | 17,03 °C |

AVI.10. BALANCE DE ENERGÍA EN EL REACTOR FENTON R-1301

Se planteó la Ecuación AVI.38, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 2,80 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{2,80518 \text{ m}}{2,80 \text{ m}}} \right) \times \frac{3 600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.38}]$$

La Ecuación AVI.38 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del reactor Fenton. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_c \text{ cilindro vertical} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{(34,91 \text{ } ^\circ\text{C} + 17,00 \text{ } ^\circ\text{C})}{2} - 17 \text{ } ^\circ\text{C} \right)^{1/4}}{2,80 \text{ m}} \right) \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,63 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(2,80 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 6,16 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 2,80518 \text{ m} \times 2,80 \text{ m}$$

$$A_l = 24,68 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.39 y AVI.40, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{cvsup} = \left(1,63 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 6,16 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.39}]$$

$$Q_{cvl} = \left(1,63 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \times ^\circ\text{C}} \times 24,68 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ\text{C}) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.40}]$$

Las Ecuaciones AVI.39 y AVI.40 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.41, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = \left(11\,784,50 \text{ kg} \times 4\,181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (34,91 ^\circ\text{C} - T_i) \right) + \left(1\,363,65 \text{ kg} \times 4\,181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (T_i - 17,47 ^\circ\text{C}) \right) + \left(988,92 \text{ kg} \times 2\,207,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (T_i - 18,64 ^\circ\text{C}) \right) + \left(368,94 \text{ kg} \times 1\,271,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \times ^\circ\text{C}} \times (T_i - 17,73 ^\circ\text{C}) \right) \quad [\text{AVI.41}]$$

La Ecuación AVI.41 se encuentra en función de la temperatura interna del reactor Fenton.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.38, AVI.39, AVI.40, AVI.41 y AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.10 se presentan los resultados del balance de energía del reactor Fenton.

Tabla AVI.10. Resultados del balance de energía del reactor Fenton

| Parámetro | Valor |
|---|------------------|
| Calor total | 463 441 894,02 J |
| Calor por conducción | 460 301 493,82 J |
| Calor por convección en el área superficial | 2 918 464,50 J |
| Calor por convección en el área lateral | 221 935,70 J |
| Temperatura interna | 27,07 °C |
| Temperatura externa | 17,19 °C |

AVI.11. BALANCE DE ENERGÍA EN EL SEDIMENTADOR SECUNDARIO U-1303

Se planteó la Ecuación AVI.42, que representa la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por conducción, se utilizó la Ecuación 4.2.

$$Q_{cd \text{ cilindro}} = \left(\frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{W}{m \times ^\circ C} \times 2,60 \text{ m} \times (T_i - T_e)}{\ln \frac{3,00518 \text{ m}}{3,00 \text{ m}}} \right) \times \frac{3 600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.42}]$$

La Ecuación AVI.42 se encuentra en función de la temperatura interna y externa del sedimentador secundario. Se calculó el coeficiente de convección del aire con la Ecuación 4.4.

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,42 \times \left(\frac{\left(\frac{(27,07 \text{ } ^\circ C + 17,00 \text{ } ^\circ C)}{2} - 17 \text{ } ^\circ C \right)}{2,60 \text{ m}} \right)^{1/4} \times \left(\frac{75 \text{ kPa}}{101,32} \right)^{1/2}$$

$$h_{c \text{ cilindro vertical}} = 1,44 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C}$$

La pérdida de calor por convección se producirá a través del área superior y lateral del equipo. Se utilizó las Ecuaciones 4.5 y 4.6 para determinar las áreas.

$$A_{\text{sup cilindro}} = \pi \times \frac{(3,00 \text{ m})^2}{4}$$

$$A_{\text{sup cilindro}} = 7,07 \text{ m}^2$$

$$A_l = \pi \times 3,00518 \text{ m} \times 2,60 \text{ m}$$

$$A_l = 24,55 \text{ m}^2$$

Se planteó las Ecuaciones AVI.43 y AVI.44, que representan la pérdida de calor del equipo debido a la transferencia de calor por convección en el área superior y el área lateral respectivamente, se utilizó la Ecuación 4.3.

$$Q_{cvsup} = \left(1,44 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C} \times 7,07 \text{ m}^2 \times (T_i - 17 ^\circ C) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.43}]$$

$$Q_{cvl} = \left(1,44 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C} \times 24,55 \text{ m}^2 \times (T_e - 17 ^\circ C) \right) \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 8 \text{ h} \quad [\text{AVI.44}]$$

Las Ecuaciones AVI.43 y AVI.44 se encuentran en función de la temperatura interna y externa respectivamente. Se planteó la Ecuación AVI.45, que representa el calor total del equipo, se utilizó la Ecuación 4.1.

$$Q_T = \left(14\,506,01 \text{ kg} \times 4\,181,00 \frac{J}{\text{kg} \times ^\circ C} \times (27,07 ^\circ C - T_i) \right) + \left(87,94 \text{ kg} \times 3\,277,00 \frac{J}{\text{kg} \times ^\circ C} \times (T_i - 18,50 ^\circ C) \right) \quad [\text{AVI.45}]$$

La Ecuación AVI.45 se encuentra en función de la temperatura interna del sedimentador secundario.

Para determinar la temperatura interna y externa en el equipo se utilizó el programa Solver de Microsoft Excel, donde las Ecuaciones AVI.42, AVI.43, AVI.44, AVI.45 y AVI.5 son los datos del programa. En la Tabla AVI.11 se presentan los resultados del balance de energía del sedimentador secundario.

Tabla AVI.11. Resultados del balance de energía del sedimentador secundario

| Parámetro | Valor |
|---|------------------|
| Calor total | 261 504 259,07 J |
| Calor por conducción | 259 610 698,57 J |
| Calor por convección en el área superficial | 1 695 505,29 J |
| Calor por convección en el área lateral | 198 055,21 J |
| Temperatura interna | 22,78 °C |
| Temperatura externa | 17,19 °C |

ANEXO VII

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AVII.1. DETERMINACIÓN DE COSTOS DE IMPLEMENTACIÓN DE LA PLANTA, DE MANTENIMIENTO Y DEPRECIACIÓN

El costo de los equipos se determinó al tomar como precio referencial de polipropileno el valor de 62,45 USD/m² del PP. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo para el reactor Fenton R-1301. Los datos se obtuvieron de la Tabla 4.14.

$$A_T = A_{\text{superior}} + A_{\text{lateral}}$$

$$A_T = 2 \times \pi \times \frac{2,8 \text{ m}}{2} \times 2,8 \text{ m} + \pi \times \left(\frac{2,8 \text{ m}}{2}\right)^2$$

$$A_T = 30,79 \text{ m}^2$$

$$\text{Costo equipo R - 1301} = 30,79 \text{ m}^2 \times 62,45 \frac{\text{USD}}{\text{m}^2}$$

$$\text{Costo equipo R - 1301} = 1\,922,62 \text{ USD}$$

Los costos de bombas centrífugas y de émbolos, además de las válvulas, se obtuvieron de proveedores nacionales al consultar en locales comerciales. El costo del valor del polipropileno se obtuvo al analizar el valor de un metro de tubo de polipropileno de diferentes diámetros.

En la Tabla 5.3 se describe el costo de implementación de la planta cuyo valor es 57 622,80 USD. El costo por mantenimiento de la planta se calculó con base del criterio descrito en el acápite 5.1.

$$\text{Costo mantenimiento} = 57\,622,80 \text{ USD} \times 0,10$$

$$\text{Costo mantenimiento} = 5\,762,28 \text{ USD}$$

El costo por depreciación se determinó con base al criterio descrito en el acápite 5.2.

$$\text{Costo depreciación} = \frac{57\,622,80 \text{ USD}}{10 \text{ años} \times \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}}}$$

$$\text{Costo depreciación} = 480,19 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}$$

AVII.2. DETERMINACIÓN DE COSTOS OPERATIVOS

Se determinó el costo por consumo de energía eléctrica de las bombas y los agitadores. A continuación, se detalla un ejemplo de cálculo con la bomba P-1102A/B/C/D, los datos se obtuvieron de las Tablas 4.4 y 4.6.

$$\text{Costo servicio energía eléctrica P - 1102} = 1 \text{ HP} \times \frac{0,75 \text{ kW}}{1 \text{ HP}} \times 0,66 \text{ h} \times 0,09 \frac{\text{USD}}{\text{kW} - \text{h}}$$

$$\text{Costo servicio energía eléctrica P - 1102} = 0,045 \frac{\text{USD}}{\text{día}} \times \frac{30 \text{ día}}{1 \text{ mes}}$$

$$\text{Costo servicio energía eléctrica P - 1102} = 1,34 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}$$

El costo total por servicio de energía eléctrica es 85,16 USD/mes.

Se calculó el costo de adquisición de reactivos con base al precio con el que la empresa compra los siguientes reactivos: cloruro de sodio, hidróxido de sodio y ácido sulfúrico.

El peróxido de hidrógeno se adquiere a través de proveedores nacionales debido a que la empresa no compra el reactivo.

El ácido cítrico y el sulfato ferroso heptahidratado se importará debido a que en el mercado nacional solo existe ácido cítrico con un alto grado de calidad, se debe mencionar que el reactivo se utiliza en la industria alimentaria, y en el caso del sulfato ferroso no se encontró un proveedor nacional por lo que es aconsejable la importación. Las Tablas AVII.1 y AVII.2 presentan el costo total de importación de un contenedor de 20 pies para cada reactivo desde el puerto de Shanghái hasta el puerto de Guayaquil.

Tabla AVII.1. Costo de importación de ácido cítrico desde China

| Rubro | Costo [USD] |
|--------------|--------------------|
| FOB | 30 932,44 |
| Transporte | 1 672,94 |
| Seguro (1%) | 326,05 |
| FDI (0,5%) | 164,66 |
| IVA (12%) | 3971,53 |
| Total | 37 067,62 |

El costo total de importación de 51 128 kg de ácido cítrico es 37 067,62 USD.

Tabla AVII.2. Costo de importación de sulfato ferroso heptahidratado desde China

| Rubro | Costo [USD] |
|--------------|--------------------|
| FOB | 3 967,77 |
| Transporte | 1 672,94 |
| Seguro (1%) | 56,41 |
| FDI (0,5%) | 28,49 |
| IVA (12%) | 687,07 |
| Total | 6 412,67 |

El costo total de importación de 62 980 kg de sulfato ferroso es 6 412,67 USD.

A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo del costo de los reactivos durante un mes, el reactivo utilizado para el ejemplo es el cloruro de sodio, cuyo valor de adquisición por parte de la empresa es de 0,10 USD/kg.

$$\text{Costo cloruro de sodio} = 0,10 \frac{\text{USD}}{\text{kg}} \times 304,00 \frac{\text{kg}}{\text{turno}} \times 2 \frac{\text{turno}}{\text{día}} \times 30 \frac{\text{día}}{\text{mes}}$$

$$\text{Costo cloruro de sodio} = 1\,824 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}$$

El costo total por adquisición de reactivos es 5 827,00 USD/mes. El costo total de operación se determinó al sumar el costo total por servicio de energía eléctrica más el costo total por adquisición de reactivos, el valor calculado es 5 912,16 USD/mes.

AVIL.3. DETERMINACIÓN DE VALOR DE TRATAMIENTO POR METRO CÚBICO DE EFLUENTE E ÍNDICE COSTO-BENEFICIO

El valor de costo de tratamiento por metro cúbico de efluente se determinó con la Ecuación 5.1.

$$\text{Costo de tratamiento} = \frac{5\,912,16 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}}{1,90 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 8 \frac{\text{h}}{\text{turno}} \times 2 \frac{\text{turno}}{\text{día}} \times 30 \frac{\text{día}}{\text{mes}}}$$

$$\text{Costo de tratamiento} = 6,48 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3 \text{ de efluente}}$$

El índice costo beneficio se determinó con la Ecuación 5.2.

$$\text{Índice costo – beneficio} = \frac{75\,000 \text{ USD}}{5\,912,16 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \times 12 \text{ mes}}$$

$$\text{Índice costo – beneficio} = 1,06$$

ANEXO VIII

DIAGRAMA DE MOODY

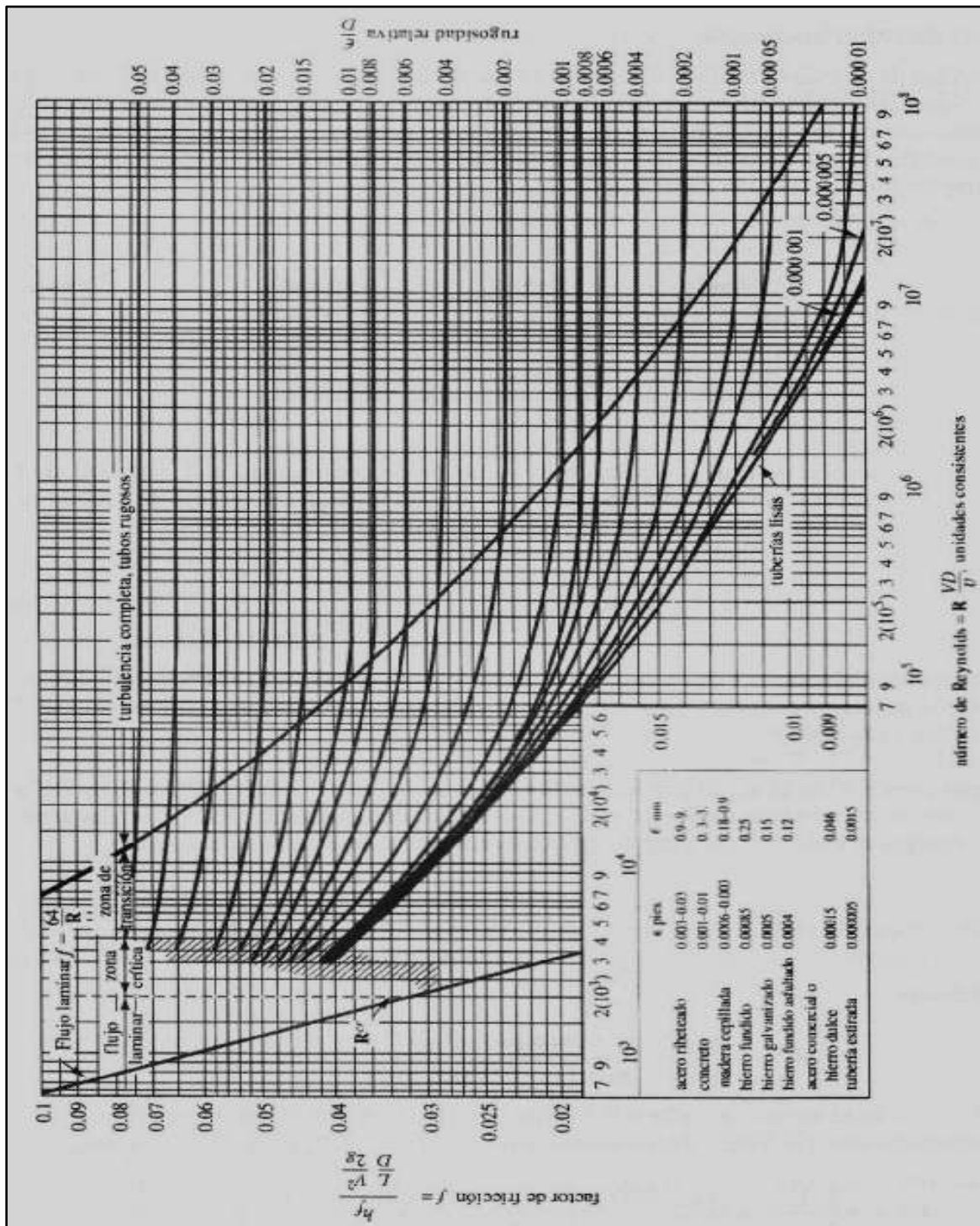


Figura AVIII. Diagrama de Moody
(Streeter et al., 2000, p. 293)

ANEXO IX

DIMENSIONES DE TUBERÍAS COMERCIALES NORMA ASA

| Tabla A.14a Dimensiones de tuberías comerciales [mm] (norma ASA) | | | | | | | |
|--|-------|--------|--------|---------|---------|---------|---------------|
| Tamaño nominal de la tubería (≈ D.I., pulgadas) | | Cédula | | | | | |
| | | 5 | 10 | 40 | 80 | 160 | XX Extra duro |
| 1/8 | 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 | | |
| 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 | | |
| 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 |
| 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 1/2 | 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 AIX. Dimensiones tuberías comerciales norma ASA
(Mills, 1995, p. 889)

ANEXO X

SELECCIÓN DEL TIPO DE VÁLVULA Y APERTURA

| Service | Description of Service | Recommended Valve |
|------------------|---|--|
| Contamination | Control of fluids which may cause contamination buildup, a valve with minimum obstruction to flow is needed | Ball, Gate, Globe, or Pinch |
| High Pressure | Control of flow at high pressures - selection of a valve to be used in a high pressure application, particularly pneumatic, should be approached with caution | Ball or Globe, Poppet Valves are occasionally used |
| High Temperature | Control of flow at high temperatures | Ball or Globe, Poppet Valves are occasionally used |
| Low Leakage | Control of flow with very low seat leakage in the closed position | Ball, Gate, Globe, or Plug |
| Shutoff | Normal on-off control | Ball, Gate, Globe, or Plug - Ball and Plug Valves normally operate faster |
| Steam Service | Control of steam under pressure | Ball or Globe |
| Throttling | Control the amount of flow by varying the valve position | Globe - Ball and gate valves tend to vibrate under flow, and erosion is a concern when using gate valves |

| Valve | Type | Mode of Flow Regulation | | | Fluid | | | | |
|---------------|---------------------------------------|-------------------------|------------|-----------|---------------|----------------------|----------|--------|----------|
| | | On-Off | Throttling | Diverting | Free of Solid | Solids in Suspension | | Sticky | Sanitary |
| | | | | | | Non-Abrasive | Abrasive | | |
| Globe | Straight Pattern | Yes | Yes | | Yes | | | | |
| | Angle Pattern | Yes | Yes | | Yes | Special | Special | | |
| | Oblique Pattern | Yes | Yes | | Yes | Special | | | |
| | Multi-Port | | | Yes | Yes | | | | |
| Parallel Gate | Piston | Yes | Yes | | Yes | Yes | | | |
| | Conventional | Yes | | | Yes | | | | |
| | Conduit | Yes | | | Yes | Yes | Yes | | |
| Wedge Gate | Knife | Yes | Special | | Yes | Yes | Yes | | |
| | With bottom Cavity | Yes | | | Yes | | | | |
| Plug | Without Bottom Cavity (rubber seated) | Yes | Moderate | | Yes | Yes | | | |
| | Non-lubricated | Yes | Moderate | Yes | Yes | Yes | | | |
| | Lubricated | Yes | Moderate | Yes | Yes | Yes | Yes | | Yes |
| | Eccentric Plug | Yes | Moderate | Yes | Yes | Yes | | Yes | |
| Ball | Lift Plug | Yes | | Yes | Yes | Yes | | Yes | |
| | — | Yes | Moderate | Yes | Yes | Yes | | | |
| Butterfly | — | Yes | Yes | Special | Yes | Yes | | | Yes |
| Pinch | — | Yes | Yes | | Yes | Yes | Yes | Yes | Yes |
| Diaphragm | Weir Type | Yes | Yes | | Yes | Yes | | Yes | Yes |
| | Straight Through | Yes | Moderate | | Yes | Yes | | Yes | Yes |

Figura AX. Selección de tipo de válvula
(American Society of Mechanical Engineers, 2009, pp. 105-106)