

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA INDUSTRIAL PARA EL TRATAMIENTO  
DE EFLUENTES CIANURADOS MEDIANTE LA COMBINACIÓN DE  
OZONO CON PERÓXIDO DE HIDRÓGENO**

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

**SOFÍA CAROLINA CASTRO VALENZUELA**

**sofy\_vc3@hotmail.com**

**DIRECTOR: PhD. FLORINELLA MUÑOZ BISESTI**

**florinella.munoz@epn.edu.ec**

**Quito, septiembre 2018**

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

## **DECLARACIÓN**

Yo, Sofía Carolina Castro Valenzuela, 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.

---

Sofía Carolina Castro Valenzuela

## **CERTIFICACIÓN**

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por la Srta. Sofía Carolina Castro Valenzuela, bajo mi supervisión.

---

PhD. Florinella Muñoz Bisesti.  
**DIRECTOR DE PROYECTO**

## **AUSPICIO**

El presente proyecto de titulación contó con el auspicio del proyecto EPN-PII-15-01: *“Estudio del uso de ozono combinado con peróxido de hidrógeno y carbón activado, para el tratamiento de aguas residuales contaminadas con cianuro”*, desarrollado en el Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional.

## **AGRADECIMIENTOS**

## DEDICATORIA

## ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
<b>RESUMEN</b>	<b>xviii</b>
<b>1. JUSTIFICACIÓN</b>	<b>1</b>
<b>2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO</b>	<b>5</b>
2.1. Localización de la planta	5
2.1.1. Macro localización	5
2.1.2. Micro localización	5
2.2. Disponibilidad de materia prima	7
2.3. Sistema de tratamiento para el efluente cianurado	9
2.3.1. Sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	9
2.3.2. Proceso de detoxificación de la planta industrial	11
2.3.2.1. Sistema de generación de ozono	12
2.3.2.2. Sistema de destrucción de ozono	15
<b>3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN</b>	<b>17</b>
3.1. Tanque de estabilización de pH	17
3.2. Clarificador primario	22
3.3. Reactor de ozonización y oxidación	27
3.4. Clarificador secundario	33
3.5. Filtro en medio granular	35
3.6. Criterios de presión y temperatura de diseño	39
<b>4. DISEÑO DE LA PLANTA</b>	<b>42</b>
4.1. Diagrama de bloques BPD y diagrama de flujo PFD	42
4.1.1. Diagrama de bloques BPD	43
4.1.2. Diagrama de flujo PFD	44
4.2. Balance de masa	47
4.3. Planificación de la producción	49
4.4. Balance de energía	57
4.5. Disposición en planta ( <i>Layout</i> ) y planos de elevación (vistas)	60
4.5.1. Disposición en planta ( <i>Layout</i> )	60
4.5.2. Planos de elevación (vistas)	66
4.6. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	72
4.7. Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos)	83
4.7.1. Dimensionamiento de los equipos propuestos	83
4.7.2. Especificaciones de los equipos propuestos	85



<b>5.</b>	<b>ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA</b>	<b>108</b>
5.1.	Costos directos	108
5.1.1.	Costos de inversión	108
5.1.2.	Costos de operación	109
5.2.	Costos indirectos	111
5.3.	Análisis costo-beneficio	112
5.3.1.	Beneficios sociales netos	112
5.3.2.	Indicadores financieros	112
5.4.	Precio de tratamiento del efluente cianurado	113
<b>6.</b>	<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	<b>115</b>
6.1.	Conclusiones	115
6.2.	Recomendaciones	117
	<b>REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>118</b>
	<b>ANEXOS</b>	<b>132</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
<b>Tabla 2.1.</b>	Distribuidores de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> en el Ecuador	8
<b>Tabla 2.2.</b>	Distribuidores nacionales de CaO	8
<b>Tabla 2.3.</b>	Parámetros de punto de rocío y contenido de humedad para el diseño de sistemas de preparación de aire	15
<b>Tabla 3.1.</b>	Relación entre el diámetro interno y la altura en tanques cilíndricos verticales atmosféricos en función de la capacidad nominal	18
<b>Tabla 3.2.</b>	Ubicación de boquillas de alimentación, salida y rebose en un tanque atmosférico vertical	18
<b>Tabla 3.3.</b>	Parámetros de diseño para sistemas de agitación en un sistema de mezcla continua con números de Reynolds altos (baja viscosidad)	20
<b>Tabla 3.4.</b>	Requerimiento de potencia para tanques agitados con deflectores	22
<b>Tabla 3.5.</b>	Estándares de diseño de sedimentadores circulares primarios	23
<b>Tabla 3.6.</b>	Criterios de diseño para la zona de entrada de un sedimentador primario	24
<b>Tabla 3.7.</b>	Estándares de diseño para un reactor de ozonización CSTR	30
<b>Tabla 3.8.</b>	Valores típicos de diseño de un difusor tipo domo o disco	31
<b>Tabla 3.9.</b>	Criterios de diseño para diferentes tipos de tapas de recipientes a presión	32
<b>Tabla 3.10.</b>	Criterios de diseño para sedimentadores circulares secundarios	34
<b>Tabla 3.11.</b>	Criterios de diseño para filtros en medio granular de grava y arena	37
<b>Tabla 3.12.</b>	Presión de operación y diseño para reactores a presión	39

<b>Tabla 3.13.</b>	Temperatura de operación máxima y de diseño para reactores a presión	40
<b>Tabla 3.14.</b>	Temperatura de diseño para reactores a presión atmosférica	40
<b>Tabla 3.15.</b>	Presión de diseño para un sistema de tuberías	41
<b>Tabla 3.16.</b>	Temperatura de diseño para un sistema de tuberías	41
<b>Tabla 4.1.</b>	Resultados del balance de masa para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	47
<b>Tabla 4.2.</b>	Tiempos estimados, varianza y desviación estándar para cada actividad de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	51
<b>Tabla 4.3.</b>	Resultados del balance de energía para cada etapa de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	58
<b>Tabla 4.4.</b>	Especificaciones técnicas de diseño para las tuberías, válvulas y accesorios de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> – Etapa principal	58
<b>Tabla 4.5.</b>	Especificaciones técnicas de diseño, construcción y material para las tuberías, válvulas y accesorios para el área de utilities de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	59
<b>Tabla 4.6.</b>	Dimensiones y especificaciones del material de construcción de los equipos principales para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	83
<b>Tabla 4.7.</b>	Dimensiones y especificaciones del material de construcción de los equipos auxiliares para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	84
<b>Tabla 4.8.</b>	Condiciones de operación y diseño de los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	84
<b>Tabla 4.9.</b>	Especificaciones técnicas de los tanques de estabilización de pH	86

<b>Tabla 4.10.</b>	Especificaciones técnicas de los clarificadores primarios	87
<b>Tabla 4.11.</b>	Especificaciones técnicas de los reactores de ozonización y oxidación	88
<b>Tabla 4.12.</b>	Especificaciones técnicas de los clarificadores secundarios	89
<b>Tabla 4.13.</b>	Especificaciones técnicas de los filtros en medio granular	90
<b>Tabla 4.14.</b>	Especificaciones técnicas del intercambiador de calor	91
<b>Tabla 4.15.</b>	Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de cal viva	92
<b>Tabla 4.16.</b>	Especificaciones técnicas del tanque de preparación de lechada de cal	93
<b>Tabla 4.17.</b>	Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	94
<b>Tabla 4.18.</b>	Especificaciones técnicas del filtro de aire	95
<b>Tabla 4.19.</b>	Especificaciones técnicas del compresor de aire	96
<b>Tabla 4.20.</b>	Especificaciones técnicas del enfriador de aire	97
<b>Tabla 4.21.</b>	Especificaciones técnicas del secador refrigerante	98
<b>Tabla 4.22.</b>	Especificaciones técnicas de los secadores desecantes regenerativos	99
<b>Tabla 4.23.</b>	Especificaciones técnicas del generador de ozono	100
<b>Tabla 4.24.</b>	Especificaciones técnicas de las bombas para lodos	101
<b>Tabla 4.25.</b>	Especificaciones técnicas de las bombas dosificadoras	102
<b>Tabla 4.26.</b>	Especificaciones técnicas de las bombas centrífugas	103
<b>Tabla 4.27.</b>	Especificaciones técnicas del elevador	104
<b>Tabla 4.28.</b>	Especificaciones técnicas del transportador de tornillo con tolva	105
<b>Tabla 4.29.</b>	Especificaciones técnicas de los rotámetros	106

<b>Tabla 4.30.</b>	Especificaciones técnicas del destructor térmico de ozono	107
<b>Tabla 5.1.</b>	Costos de inversión del proyecto	108
<b>Tabla 5.2.</b>	Costos anuales de operación por consumo energético, insumos y materias primas de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	109
<b>Tabla 5.3.</b>	Costos totales de los equipos, sistema de tuberías, válvulas y accesorios de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	110
<b>Tabla 5.4.</b>	Costos directos totales de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	110
<b>Tabla 5.5.</b>	Estimación de los costos indirectos totales para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	111
<b>Tabla 5.6.</b>	Costos de beneficios sociales netos del proyecto	112
<b>Tabla 5.7.</b>	Criterios de decisión para el VAN social y relación B/C	113
<b>Tabla 5.8.</b>	Precio de tratamiento de efluentes cianurados mediante los procesos de ácido de caro, peróxido de hidrógeno y O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	114
<b>Tabla AI.1.</b>	Análisis fisicoquímico del efluente industrial procedente de la piscina de relave # 5 de la concesión minera	133
<b>Tabla AI.2.</b>	Caracterización mineralógica del efluente detoxificado por el sistema de tratamiento actual de la concesión minera	134
<b>Tabla AI.3.</b>	Análisis fisicoquímico del efluente cianurado sometido al proceso de detoxificación bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> y valores límites de descarga a un cuerpo de agua dulce según la legislación ambiental ecuatoriana	135
<b>Tabla AVI.1.</b>	Densidad promedio del efluente cianurado recolectado sin tratamiento de detoxificación a 25 °C	142
<b>Tabla AVI.2.</b>	Resultados obtenidos de pruebas experimentales de sedimentación en el efluente industrial sin tratamiento de detoxificación	145

<b>Tabla AVI.3.</b>	Resultados obtenidos de pruebas experimentales de sedimentación en el efluente industrial posterior al tratamiento O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	151
<b>Tabla AVI.4.</b>	Concentración de sólidos suspendidos al inicio y al final del proceso de filtración de la fase sobrenadante del proceso de sedimentación	153
<b>Tabla AVII.1.</b>	Resultados del proceso de iteración para la determinación de N <sub>real</sub> del sistema de agitación para la estabilización de pH	165
<b>Tabla AVII.2.</b>	Datos de altura de interfaz de los sólidos sedimentables en el efluente cianurado para diferentes intervalos de tiempo	166
<b>Tabla AVII.3.</b>	Concentración inicial y final de sólidos totales encontrados en el efluente cianurado	166
<b>Tabla AVII.4.</b>	Parámetros cinéticos del tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> obtenidos a escala de laboratorio	174
<b>Tabla AVII.5.</b>	Resultados de la degradación de cianuro en el efluente minero mediante la aplicación del proceso combinado O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> en dosis de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> de 2 [mg H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> ]/[mg O <sub>3</sub> ] y pH igual a 11, obtenidos a escala de laboratorio	176
<b>Tabla AVII.6.</b>	Parámetros de diseño obtenidos de la simulación de los reactores de oxidación y ozonización bajo la combinación O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	183
<b>Tabla AVII.7.</b>	Datos de altura de interfaz de los sólidos sedimentables en el efluente tratado para diferentes intervalos de tiempo	193
<b>Tabla AVII.8.</b>	Concentración inicial y final de sólidos totales encontrados en el efluente tratado	193
<b>Tabla AVII.9.</b>	Turbidez medida en el afluente y efluente industrial	203
<b>Tabla AVIII.1.</b>	Resultados del proceso de iteración para la determinación de N <sub>real</sub> del sistema de agitación para la preparación de lechada de cal	214
<b>Tabla AIX.1.</b>	Calores de formación para los compuestos de la reacción AIX.2.	228

<b>Tabla AIX.2.</b>	Capacidades calóricas para los compuestos de la reacción AIX.2 a 298,00 K	229
<b>Tabla AIX.3.</b>	Calores de formación para los compuestos de la reacción 2.4	237
<b>Tabla AIX.4.</b>	Capacidades calóricas para los compuestos de la reacción 2.4 a 298,00 K	238
<b>Tabla AIX.5.</b>	Resultados de la resolución del sistema de ecuaciones obtenida del desarrollo del balance de energía en el filtro de medio granular	252
<b>Tabla AIX.6.</b>	Resultados del balance de energía realizado en la etapa de enfriamiento del efluente tratado	256
<b>Tabla AX.1.</b>	Velocidades permisibles de diseño para fluidos en tuberías	257
<b>Tabla AX.2.</b>	Coefficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el tramo de tuberías entre los tanques de estabilización de pH y los clarificadores primarios	261
<b>Tabla AX.3.</b>	Coefficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el tramo de tuberías entre los clarificadores primarios y el reactor CSTR 1	264
<b>Tabla AX.4.</b>	Coefficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el sistema de tuberías entre los reactores CSTR 1 y CSTR 2	270
<b>Tabla AX.5.</b>	Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías entre los rectores CSTR 2 y CSTR 3	272
<b>Tabla AX.6.</b>	Coefficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el tramo de tuberías entre el reactor CSTR 3 y los clarificadores secundarios	274
<b>Tabla AX.7.</b>	Resultados del balance de energía mecánica realizado en el sistema de tuberías entre los clarificadores secundarios y los filtros en medio granular	275
<b>Tabla AX.8.</b>	Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías para el drenaje de lodos en los clarificadores primarios	276
<b>Tabla AX.9.</b>	Resultados del balance de energía mecánica	

	desarrollado en el sistema de tuberías para el drenaje de lodos en los clarificadores secundarios	277
<b>Tabla AX.10.</b>	Coefficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el tramo de tuberías entre los filtros en medio granular y el intercambiador de calor	280
<b>Tabla AX.11.</b>	Resultados del balance de energía mecánica realizado en el tramo de tuberías a la entrada y salida del intercambiador	283
<b>Tabla AX.12.</b>	Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el tramo de tuberías entre el tanque de preparación de lechada de cal y los tanques de estabilización	284
<b>Tabla AX.13.</b>	Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías entre el tanque de almacenamiento de $H_2O_2$ y el reactor CSTR 1	285
<b>Tabla AX.14.</b>	Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías entre el tanque de almacenamiento de $H_2O_2$ y el reactor CSTR 2	286
<b>Tabla AX.15.</b>	Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías entre el tanque de almacenamiento de $H_2O_2$ y el reactor CSTR 3	287
<b>Tabla AX.16.</b>	Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías de acero inoxidable 316 L para la dosificación de $O_3$	288
<b>Tabla AXI.1.</b>	Presiones de operación normal, máxima y de diseño para los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$	290
<b>Tabla AXI.2.</b>	Temperaturas de operación máxima, críticas de exposición y de diseño para los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$	292
<b>Tabla AXVIII.1.</b>	Costo del intercambiador de calor	308
<b>Tabla AXVIII.2.</b>	Costo del enfriador de aire	309
<b>Tabla AXVIII.3.</b>	Costo del generador de ozono	309



<b>Tabla AXVIII.4.</b>	Costo de los rotámetros	310
<b>Tabla AXVIII.5.</b>	Costo del destructor de ozono	310
<b>Tabla AXVIII.6.</b>	Costo del mezclador estático en línea	311
<b>Tabla AXVIII.7.</b>	Costo de los equipos adquiridos en el mercado local	311
<b>Tabla AXVIII.8.</b>	Costo total de los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	312
<b>Tabla AXVIII.9.</b>	Costos por implementación del sistema de tuberías en la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	313
<b>Tabla AXVIII.10.</b>	Costos por implementación de accesorios y válvulas en la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	314
<b>Tabla AXVIII.11.</b>	Estimación de los costos operativos por consumo eléctrico en la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	314
<b>Tabla AXVIII.12.</b>	Estimación de los costos operativos por materiales e insumos para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	315
<b>Tabla AXVIII.13.</b>	Costos anuales por mano de obra requerida por la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	316

## ÍNDICE DE FIGURAS

		<b>PÁGINA</b>
<b>Figura 1.1.</b>	Estadísticas de la exportación de oro en el período 2005-2015 en el Ecuador	1
<b>Figura 2.1.</b>	Localización geográfica de la plana de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ en la provincia de El Oro, cantón Piñas	6
<b>Figura 3.1.</b>	Esquema de la ubicación de boquillas para un tanque atmosférico vertical	19
<b>Figura 3.2.</b>	Parámetros de diseño de un agitador tipo turbina para un tanque atmosférico	21
<b>Figura 3.3.</b>	Método de Talmadge y Fitch sobre la curva de sedimentación de lodos	24
<b>Figura 3.4.</b>	Selección de la granulometría del medio filtrante en función del tamaño de partícula y % en peso acumulado que pasa la malla	36
<b>Figura 4.1.</b>	Diagrama de bloques de la planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación $O_3/H_2O_2$	43
<b>Figura 4.2.</b>	Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación $O_3/H_2O_2$ - Etapa 1	44
<b>Figura 4.3.</b>	Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación $O_3/H_2O_2$ - Etapa 2	45
<b>Figura 4.4.</b>	Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación $O_3/H_2O_2$ - Etapa 3	46
<b>Figura 4.5.</b>	Términos y convenciones utilizados en el diagrama de red para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$	52
<b>Figura 4.6.</b>	Gráfica PERT para el desarrollo de actividades de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$	54

<b>Figura 4.7.</b>	Diagrama de Gantt para el desarrollo de actividades de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	56
<b>Figura 4.8.</b>	<i>Layout</i> preliminar de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	61
<b>Figura 4.9.</b>	<i>Layout</i> preliminar del área de operación principal de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	62
<b>Figura 4.10.</b>	<i>Layout</i> preliminar del área de los “utilities” de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	63
<b>Figura 4.11.</b>	<i>Layout</i> del área de operación principal de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	64
<b>Figura 4.12.</b>	<i>Layout</i> del área de los “utilities” de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	65
<b>Figura 4.13.</b>	Plano de elevación del tanque de estabilización de pH (ST-101)	67
<b>Figura 4.14.</b>	Plano de elevación del clarificador primario (PS-101)	68
<b>Figura 4.15.</b>	Plano de elevación de los rectores CSTR (CR-101/102/103)	69
<b>Figura 4.16.</b>	Plano de elevación del clarificador secundario (SS-101)	70
<b>Figura 4.17.</b>	Plano de elevación del filtro en medio granular (F-101)	71
<b>Figura 4.18.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> - Etapa 1	73
<b>Figura 4.19.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> - Etapa 2	74
<b>Figura 4.20.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> - Etapa 3	75

<b>Figura 4.21.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ - Etapa 4	76
<b>Figura 4.22.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ - Etapa 5	77
<b>Figura 4.23.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) del área de “utilities” de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ - Etapa 1	78
<b>Figura 4.24.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) del área de “utilities” de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ - Etapa 2	79
<b>Figura 4.25.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) del área de “utilities” de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ - Etapa 3	80
<b>Figura 4.26.</b>	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) del área de “utilities” de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ - Etapa 4	81
<b>Figura 4.27.</b>	Simbología y nomenclatura utilizada en el desarrollo de los diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema $O_3/H_2O_2$	82
<b>Figura AVI.1.</b>	Diagrama del proceso de estabilización de pH del efluente cianurado	142
<b>Figura AVI.2.</b>	Diagrama del proceso de clarificación primaria del efluente acondicionado	145
<b>Figura AVI.3.</b>	Diagrama del proceso de ozonización y oxidación simultánea $O_3/H_2O_2$	147
<b>Figura AVI.4.</b>	Diagrama del proceso de clarificación secundaria del efluente detoxificado	151
<b>Figura AVI.5.</b>	Diagrama del proceso de filtración del efluente tratado	153
<b>Figura AVI.6.</b>	Diagrama del proceso de enfriamiento del efluente tratado	155
<b>Figura AVII.1.</b>	Esquema de un tanque cilíndrico vertical de fondo cónico para la estabilización del pH	157

<b>Figura AVII.2.</b>	Número de potencia ( $N_p$ ) en función del número de Reynolds para diferentes tipos de impulsores y deflectores	164
<b>Figura AVII.3.</b>	Aplicación del método de Talmadge y Fitch en la curva de sedimentación de los sólidos presentes en el efluente cianurado sin tratamiento	167
<b>Figura AVII.4.</b>	Esquema del sedimentador primario para la determinación de la altura de fondo cónico	169
<b>Figura AVII.5.</b>	Respuestas teóricas del comportamiento hidráulico de un efluente cianurado bajo el sistema $O_3/H_2O_2$	175
<b>Figura AVII.6.</b>	Determinación de $t_{10}$ y $t_R$ del efluente cianurado con base en los datos experimentales de la Tabla AVII.5	176
<b>Figura AVII.7.</b>	Respuestas teóricas del comportamiento hidráulico del efluente cianurado bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ para una correlación de $t_{10}/t_R$ de 0,37	177
<b>Figura AVII.8.</b>	Resultados del tratamiento del efluente cianurado mediante la aplicación del proceso combinado $O_3/H_2O_2$ en un reactor CSTR	178
<b>Figura AVII.9.</b>	Resultados del tratamiento del efluente cianurado mediante la aplicación del proceso combinado $O_3/H_2O_2$ en un reactor PFR	179
<b>Figura AVII.10.</b>	Simulación del comportamiento del efluente cianurado bajo el sistema $O_3/H_2O_2$ para distintas configuraciones de deflectores	180
<b>Figura AVII.11.</b>	Aplicación del método de Talmadge y Fitch en la curva de sedimentación de los sólidos presentes en el efluente detoxificado por el proceso combinado $O_3/H_2O_2$	194
<b>Figura AVII.12.</b>	Esquema del sedimentador secundario para la determinación de la altura de fondo cónico	196
<b>Figura AVIII.1.</b>	Esquema del tanque vertical de fondo y cabeza semielipsoidal para la preparación de lechada de cal	205
<b>Figura AVIII.2.</b>	Esquema del tanque vertical de fondo cónico para el almacenamiento de cal viva	215

<b>Figura AVIII.3.</b>	Esquema del tanque vertical de techo cónico fijo y fondo plano para el almacenamiento de peróxido de hidrógeno al 50 %	221
<b>Figura AIX.1.</b>	Aumento de la temperatura en fangos de pretratamiento en función de la dosis de cal viva suministrada	225
<b>Figura AIX.2.</b>	Determinación de la entalpía de reacción para una temperatura T	227
<b>Figura AIX.3.</b>	Circuito térmico del proceso de clarificación primaria en función de la transferencia de calor por conducción y convección a través del equipo	232
<b>Figura AIX.4.</b>	Circuito térmico del proceso de clarificación secundaria en función de la transferencia de calor por conducción y convección a través del equipo	245
<b>Figura AIX.5.</b>	Esquema del filtro en medio granular utilizado para el desarrollo de balance de energía en la etapa de filtración	249
<b>Figura AXII.1.</b>	Guía de selección de agitadores en función de la capacidad de operación del tanque	293
<b>Figura AXIII.1.</b>	Nomograma para la determinación del diámetro nominal de un recipiente a presión	294
<b>Figura AXIV.1.</b>	Diagrama de Moody	295
<b>Figura AXV.1.</b>	Capacidades nominales para tanques de almacenamiento atmosférico según el código API 650	296
<b>Figura AXVI.1.</b>	Curva característica de operación para una bomba centrífuga Modelo HF	297
<b>Figura AXVIII.1.</b>	Nomograma para la estimación del costo de un tanque agitado en función de su capacidad	304
<b>Figura AXVIII.2.</b>	Nomograma para la estimación del costo de un clarificador según su diámetro	305

## ÍNDICE DE ANEXOS

	<b>PÁGINA</b>
<b>ANEXO AI</b> Análisis Preliminar	133
<b>ANEXO AII</b> Método LAM/POE/39 para la determinación de sólidos sedimentables	136
<b>ANEXO AIII</b> Método LAM/POE/40 para la determinación de sólidos totales (ST)	137
<b>ANEXO AIV</b> Método LAM/POE/38 para la determinación de sólidos disueltos (SD)	139
<b>ANEXO AV</b> Método estandarizado para la determinación de sólidos suspendidos (SS)	141
<b>ANEXO AVI</b> Balance de masa	142
<b>ANEXO AVII</b> Dimensionamiento de los equipos principales	156
<b>ANEXO AVIII</b> Dimensionamiento de los equipos auxiliares	204
<b>ANEXO AIX</b> Balance de energía	225
<b>ANEXO AX</b> Balance de energía mecánica en las tuberías	257
<b>ANEXO AXI</b> Presión y temperatura de diseño	289
<b>ANEXO AXII</b> Guía de selección de agitadores	293
<b>ANEXO AXIII</b> Nomograma para la determinación del diámetro nominal de un recipiente a presión	294
<b>ANEXO AXIV</b> Diagrama de Moody	295
<b>ANEXO AXV</b> Capacidades nominales estándar para tanques cilíndricos verticales	296

<b>ANEXO AXVI</b>	
Curva de operación para una bomba centrífuga	297
<b>ANEXO AXVII</b>	
Software Matlab v.2018a - Códigos	298
<b>ANEXO AXVIII</b>	
Estudio de prefactibilidad económica	303



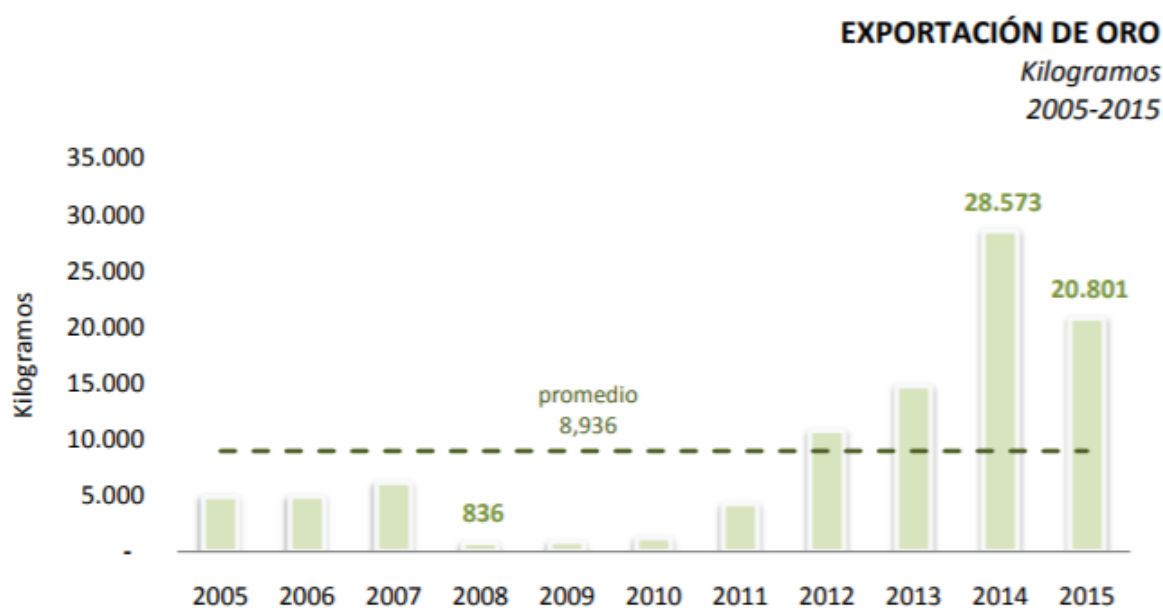
## RESUMEN

La lixiviación con cianuro es el método más comúnmente utilizado en la industria minera debido a su alta eficiencia en la recuperación de oro. Sin embargo, los desechos líquidos generados de este proceso han causado un impacto ambiental importante en Ecuador. Con el objetivo de reducir la concentración de cianuro total a valores por debajo del límite máximo permitido para descargas a un cuerpo de agua dulce ( $0,1 \text{ mg L}^{-1}$ ), se diseñó una planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno. La capacidad de la planta se estableció sobre una descarga de  $259,20 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  de efluentes cianurados provenientes de una concesión minera ubicada en el cantón Piñas, provincia de El Oro. Los criterios de diseño de la planta de detoxificación se basaron en los resultados técnicos del proyecto interno de la Escuela Politécnica Nacional PII-15-01, pruebas a escala de laboratorio e información proporcionada por la planta de beneficio. Por consiguiente, la detoxificación del efluente se dividió en tres etapas principales. La primera etapa consistió en un sistema de pretratamiento con dos tanques de estabilización de pH y dos clarificadores primarios gravitacionales. La segunda etapa fue el tratamiento químico de la planta, donde se incluyeron tres reactores CSTR en serie perfectamente agitados y operados de forma co-corriente. El peróxido de hidrógeno se añadió en la corriente de entrada a cada contactor, mientras que el ozono se distribuyó a través de dos difusores de burbuja fina instalados en la parte inferior de cada columna. La tercera etapa consistió en un sistema de post tratamiento con dos clarificadores secundarios operados por gravedad, dos filtros en medio granular de grava y arena y un intercambiador de calor de tubos y coraza para enfriar el efluente hasta una temperatura máxima permisible de  $35 \text{ }^\circ\text{C}$ . Cabe recalcar que el comportamiento hidráulico del sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$  sobre los efluentes cianurados se caracterizó mediante la relación del tiempo de detención ( $t_{10}$ ) y el tiempo teórico de retención hidráulica ( $t_R$ ). Para un valor de  $t_{10}/t_R$  de 0,37 se determinó que el sistema se ajustó perfectamente al comportamiento de un reactor de mezcla completa. El número de reactores CSTR se estableció a partir de un procedimiento de integración numérica (método Euler), mediante el software MATLAB v.2018a, para una relación mínima H/D de 5 y bajo las mejores condiciones de operación obtenidas en laboratorio (constante de velocidad de pseudo-primer

orden de  $0,877 \text{ min}^{-1}$  y concentración inicial de cianuro de  $172,17 \text{ mg L}^{-1}$ ). Finalmente, la planta de detoxificación de efluentes cianurados bajo el sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$  alcanzó un porcentaje de remoción de cianuro total del 99,99 % en un tiempo estimado de 21,83 h. Asimismo, la caracterización fisicoquímica del efluente tratado presentó una reducción de sólidos totales (ST) de 62,34 %. En cuanto al estudio de prefactibilidad económica, el costo total de capital del sistema se evaluó en 1 352 033,89 USD, mientras que los costos anuales de operación y mantenimiento se estimaron en 366 584,13 USD. Para un horizonte de evaluación de 10 años, el valor actual neto del proyecto fue de 460 881 017,98 USD con una relación B/C de 340,88. Con base en estos dos indicadores se concluyó que el proyecto es rentable. Adicionalmente, a partir de los costos de operación se determinó que el precio de tratamiento por metro cúbico de efluente cianurado detoxificado fue de 3,87 USD. Este tipo de tratamiento resultó ser 0,13 cts. más barato que el sistema de detoxificación actual de la concesión minera (tratamiento con peróxido de hidrógeno), además de cumplir correctamente con la normativa ambiental ecuatoriana.

## 1. JUSTIFICACIÓN

El desarrollo de la minería industrial en el Ecuador se ha convertido en una de las prioridades dentro de los sectores estratégicos a nivel nacional. La Empresa Nacional Minera del Ecuador (ENAMI) ha emprendido continuamente varios proyectos de explotación y exportación minera, sobre todo de recuperación de oro, los cuales durante los últimos años han alcanzado hasta los 28 573 kg por un valor aproximado de 1 002,10 millones de USD (Banco Central del Ecuador, 2017, p. 13; Empresa Nacional Minera del Ecuador, 2016, pp. 2-3). En la Figura 1.1 se presentan los niveles de crecimiento en las exportaciones de oro realizadas en el Ecuador entre los años 2005 y 2015.



**Figura 1.1.** Estadísticas de la exportación de oro en el período 2005-2015 en el Ecuador (BCE, 2017, p. 15)

De acuerdo con el último censo realizado por el Ministerio de Recursos Naturales No Renovables, existen un total de 1 349 labores mineras y concesiones en el país, de las cuales 541 se concentran en la provincia de El Oro, lo que convierte a esta zona en la principal fuente minera del Ecuador (Ministerio de Recursos Naturales No Renovables, 2017, p. 33).

A partir de la prohibición del uso del mercurio en actividades mineras, los procesos de cianuración se han aplicado como alternativa para la recuperación de oro debido a la formación de complejos cianurados que mejoran las reacciones de aglomeración del metal (con rendimientos superiores al 95 %) (Ministerio del Ambiente del Ecuador, 2016b). Sin embargo, las aguas residuales generadas de este proceso contienen iones cianuro ( $\text{CN}^-$ ), ácido cianhídrico (HCN), complejos cianometálicos, entre otros compuestos tóxicos (Abdalla, Suliman, Ajmi, Al-Hosni y Rollinson, 2010, pp. 885-892).

Según la Conferencia Americana de Higienistas Industriales Gubernamentales (ACGIH) (2017), las concentraciones de HCN letales para el ser humano se encuentran por encima de 250 ppm en el aire. Para el ión cianuro, la dosis por ingestión o inhalación varía entre 50 y 200 mg, y por absorción dérmica corresponde a 100 mg  $\text{kg}^{-1}$  de peso corporal (p. 161).

Estos compuestos actúan como inhibidores enzimáticos que bloquean la producción de trifosfato de adenosina (ATP) e inducen la falta de oxigenación celular en organismos vivos. Además, se ha demostrado que una exposición prolongada a este contaminante podría causar varias enfermedades, como insuficiencia renal, hipotiroidismo, abortos involuntarios, entre otros (Beasley y Glass, 2008, pp. 427-431).

En la última década, las comunidades de Portovelo y Zaruma han presentado una exposición continua a cianuro y metales pesados. La contaminación con estos compuestos ha terminado con toda forma de vida acuática en los ríos Calera y Amarillo, y ha vuelto nocivos para el ser humano 160 km de la cuenca Puyango (Spiegel et al, 2011, p. 4). De acuerdo con el Observatorio de Conflictos Mineros de América Latina (OCMAL) (2010), nuevos estudios medioambientales sobre el sector registran niveles tóxicos de cianuro y mercurio por encima de la norma internacional, tanto en aire, como en suelo y plantaciones agrícolas de cacao y banano.

Con el objetivo de mejorar la calidad de sus efluentes, la concesión minera en estudio se encuentra interesada en la implementación de nuevos y mejores métodos de

tratamiento de residuos líquidos. A pesar de contar con una planta de detoxificación, la caracterización fisicoquímica del efluente indica el incumplimiento en parámetros de demanda química de oxígeno (DQO), turbidez y contenido de cianuro para descargas a un cuerpo de agua dulce, como se puede observar en el Anexo AI (MAE, 2015, pp. 20-22).

Actualmente, existen varios métodos convencionales para la depuración de cianuro en efluentes. Entre los procesos de oxidación química más conocidos se encuentran los siguientes: el proceso con  $\text{SO}_2$ /aire (desarrollado por la compañía minera canadiense INCO) y el proceso con  $\text{H}_2\text{O}_2$  (implementado por la empresa metalúrgica alemana Degussa) (Mudder, Botz y Smith, 2001, p. 332). Sin embargo, con el fin de aumentar la eficiencia de este último proceso, se propone realizarlo en combinación de ozonización.

Estudios previos han demostrado una eficiencia del 99 % en la aplicación del sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$  para la remoción del cianuro en efluentes hasta niveles permisibles de agua potable (Kepa, Stanczyk y Stepniak, 2008, pp. 187-193). La combinación de peróxido de hidrógeno con ozono favorece la formación de radicales hidroxilo altamente oxidantes ( $\cdot\text{OH}$ ), lo que permite una completa descomposición de complejos cianurados en corto tiempo, en comparación con tratamientos biológicos (Aguado, Delgado, Remus y Rouldier, 2013, p. 19).

A escala de laboratorio, el proyecto interno de la Escuela Politécnica Nacional PII-15-01: *“Estudio del uso de ozono combinado con peróxido de hidrógeno y carbón activado, para el tratamiento de aguas residuales contaminadas con cianuro”*, alcanzó una remoción de cianuro del 100 % mediante la aplicación de 2 mg  $\text{H}_2\text{O}_2/\text{O}_3$  sobre efluentes mineros contaminados. La caracterización final de la muestra presentó el cumplimiento de norma respecto a valores de concentración de  $\text{CN}^-$ , DQO, ST, carbón orgánico total (COT) y turbidez según la normativa ambiental vigente en la actual Ley de Minería.

Con base en la eficacia técnica del proyecto, se propone el diseño de una planta de tratamiento de efluentes dedicada a la remoción de compuestos orgánicos e

inorgánicos (complejos cianurados) y reducción de ST, pH y turbidez a fin de cumplir con la legislación ambiental ecuatoriana y mejorar la calidad de vida de los habitantes de la provincia de El Oro.

La información proporcionada por la concesión minera en estudio, así como los resultados obtenidos del trabajo de investigación se establecerán como insumos de la línea base de diseño para el alcance del presente proyecto integrador.

## **2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

En el presente proyecto se realizará el diseño de una planta industrial para el tratamiento de efluentes cianurados provenientes de una concesión minera mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno.

### **2.1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA**

#### **2.1.1. MACRO LOCALIZACIÓN**

La concesión minera en estudio se encuentra ubicada en la región suroeste del Ecuador en la provincia de El Oro, cantón Piñas. Localizado a 105 km al sureste de Machala y 100 km al noreste de Huaquillas, límite internacional con el Perú (Google Earth, 2018).

De acuerdo con la geomorfología del sector, la altitud fluctúa entre los 0,50 m.s.n.m en la zona oeste (junto al Océano Pacífico) hasta los 3 770 m.s.n.m en la zona sureste de la provincia (estribaciones de Tío loma, Mullopungo y Chilla) (Secretaría Nacional de Planificación y Desarrollo, 2018, p. 10).

#### **2.1.2. MICRO LOCALIZACIÓN**

La extensión de la empresa minera se centra al este de la provincia de El Oro, en las inmediaciones de los cantones de Piñas y Zaruma. La planta de procesamiento del mineral se encuentra ubicada en el km 2 ½ vía Puente de Buza (Curva de los Ciruelos), en el sector de El Pache, aguas arriba del Río Calera (Agencia de Regulación y Control Minero (ARCOM), 2016, p. 23).

Las coordenadas geográficas de la concesión son: 3°40'43.853" Latitud Sur y 79°38'44.948" Longitud Oeste; con una altitud de 678 m.s.n.m. (Google Earth, 2018).

El terreno abarca una superficie total de 170 348,79 m<sup>2</sup>, de los cuales 6 000 m<sup>2</sup> son destinados a la planta de detoxificación del efluente (Google Earth, 2018). Este valle, formado en la zona montañosa de la provincia, presenta pequeñas terrazas de pendiente entre 1 y 5 %, originadas por la acumulación de material aluvial (ARCOM, 2016, p. 24)

Según National Aeronautics and Space Administration (2018), al poseer una fisiografía de terraza aluvial, las condiciones meteorológicas anuales promedio de la región son :

- Clima: Subtropical húmedo
- Humedad específica (kg H<sub>2</sub>O kg<sup>-1</sup> aire seco): 0,01
- Humedad relativa (%): 54,60
- Precipitación (mm d<sup>-1</sup>): 2,10
- Presión atmosférica (atm): 1,00
- Temperatura (°C): mínima 17,33; máxima 32,67; promedio 25,00
- Velocidad del viento (m s<sup>-1</sup>): 3,63

En la Figura 2.1 se muestra la ubicación geográfica de la concesión minera y localización de la planta de tratamiento de efluentes cianurados dentro de la misma (Latitud -3.678848, Longitud -79.645819).



**Figura 2.1.** Localización geográfica de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> en la provincia de El Oro, cantón Piñas (Google Earth, 2018)



## 2.2. DISPONIBILIDAD DE MATERIA PRIMA

El presente proyecto surge de la necesidad de tratar 259,2 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> de efluente cianurado, generado a partir de la recuperación de oro por la concesión minera en estudio. Los requerimientos cuantitativos tanto de materia prima como de insumos serán determinados con base en la capacidad y planificación de producción de la planta.

La materia prima e insumos que se utilizarán en la línea de detoxificación del efluente son:

- **Agua:** La empresa minera dispone de la siguiente infraestructura hídrica para mantener el suministro de agua constante:
  - Tanques de almacenamiento de agua potable de la red pública (adquirida de entidades gubernamentales)
  - Planta de tratamiento de aguas subterráneas de mina (rejillas de filtración y drenes dispuestos en la parte inferior de las piscina de relave)
  - Piscinas de sedimentación (aguas superficiales)
  - Pozos sépticos

Periódicamente, monitoreos de la calidad del agua son realizados por laboratorios externos acreditados por el OAE (Organismo de Acreditación Ecuatoriano) y entregados al MAE.

- **Peróxido de hidrógeno:** Comercialmente el H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> está disponible en soluciones al 35 % y 50 % en peso, sin embargo, para procesos combinados de O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> se usa comúnmente una solución al 50 % gracias a sus características físicas (Rakness, 2005, p. 58). Esta materia prima se obtiene de distintos distribuidores, los mismos que son seleccionados con base en su cobertura, ubicación y costo del producto.

En la Tabla 2.1 se presenta una lista de los principales distribuidores de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> en el Ecuador.

**Tabla 2.1.** Distribuidores de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> en el Ecuador

<b>Empresa</b>	<b>Cobertura</b>	<b>Información de contacto</b>
BAUX CHEMICAL	Latinoamérica y Europa	Madrid km 1,2 Vía Subachoque Parque Sta. Cruz. Colombia
DASTECH	Latinoamérica, Estados Unidos y Europa	10 Cutter Mill Rd. Col. Great Neck, C.P. 11021. Estados Unidos
FAST CHEMICAL	Mundial	3002 Renminnan Rd., Shenzhen, Guangdong C.P. 51801. China
QUIMIFOREN	Latinoamérica	Calle 57ª. Centro Comercial Nueva Roma. Local 17. Colombia

(Quiminet, 2018a)

- **Óxido de calcio:** De la misma manera que para el H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, la concesión minera ya cuenta con un distribuidor de óxido calcio (pureza de 54 %). En la Tabla 2.2, se muestran los distribuidores nacionales de CaO.

**Tabla 2.2.** Distribuidores nacionales de CaO

<b>Empresa</b>	<b>Cobertura</b>	<b>Información de contacto</b>
CECAL	Nacional	Provincia de Imbabura, cantón Otavalo, parroquia Selva Alegre.
EXPLOSA	Nacional	Provincia del Guayas, km 13,5 vía a la Costa, Guayaquil
SAN LUIS	Nacional	km 10 ½ vía a la Costa frente a Puerto Azul, Guayaquil
CODEMET	Nacional e internacional	Provincia del Guayas, Puerto Santa Ana, Guayaquil
COVITAN	Nacional	km 19 vía a la Costa, Provincia del Guayas, Guayaquil

(Quiminet, 2018b)

## **2.3. SISTEMA DE TRATAMIENTO PARA EL EFLUENTE CIANURADO**

El proceso de oxidación avanzada  $O_3/H_2O_2$ , conocido como peroxona, se ha aplicado comúnmente a tratamientos de suelos contaminados, aguas subterráneas y aguas residuales debido a su óptima eficiencia y bajo consumo de energía (Gottschalk, Libra y Saupe, 2010, p. 17).

Este nuevo método puede utilizarse activamente para descomponer contaminantes, tales como disolventes clorados, municiones, hidrocarburos orgánicos volátiles, hidrocarburos aromáticos policíclicos y metales (Mudder et al., 2001, p. 27).

### **2.3.1. SISTEMA $O_3/H_2O_2$**

El ozono es altamente reactivo y oxida los compuestos orgánicos de manera directa e indirecta. La oxidación indirecta del ozono se produce por la formación y acción de radicales hidroxilo ( $\bullet OH$ ), que son especies con un electrón desaparejado. Los radicales reaccionan de forma no selectiva y muy rápida con compuestos orgánicos para obtener el electrón que les falta (Trapido, Veressinina, Preis y Kallas, 2001, p. 63).

#### **2.3.1.1. Mecanismo de reacción $O_3/H_2O_2$**

La adición de peróxido de hidrógeno acelera la disolución del ozono y refuerza la concentración hidroxirradical. La tasa de producción de radicales libres ( $\bullet OH$ ) corresponde a 1 mol por mol de ozono disuelto (Mudder et al., 2001, p. 79)

De acuerdo con Dzombak, Ghosh y Wong-Chong (2006), el ciclo de descomposición del ozono a través del peróxido de hidrógeno se basa en las siguientes reacciones (p. 63):



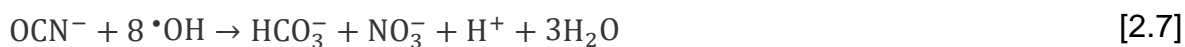
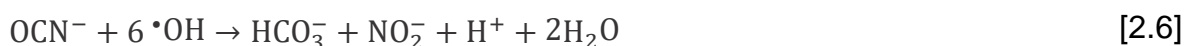
La reacción continúa a lo largo de la vía indirecta descrita anteriormente, donde los radicales hidroxilo se generan de manera continua. La combinación de diferentes pasos de reacción muestra que dos moléculas de ozono producen dos radicales  $\bullet\text{OH}$  (Trapido et al., 2001, p. 63):



Según Young y Jordan (2011), el ion cianuro reacciona con los radicales hidroxilo de acuerdo con la reacción 2.4 (p. 116).



El cianato resultante reacciona también con los radicales  $\bullet\text{OH}$ :



Los nitritos y nitratos resultantes no representan un impacto negativo medioambiental. Sin embargo, los carbonatos podrían causar una degradación de  $\bullet\text{OH}$  (Kim, Qureshi y Min, 2003).

### 2.3.2. PROCESO DE DETOXIFICACIÓN DE LA PLANTA INDUSTRIAL PROPUESTA

De acuerdo con datos entregados por la empresa minera, 100 toneladas de mineral son extraídas diariamente para la producción de 6 g de oro (por tonelada de mena). Este proceso metalúrgico, a su vez, genera una descarga de  $259,2 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  de efluente cianurado, previamente separado por hidrociclones y depositado en piscinas de relave que es llevado a detoxificación.

Debido a la rápida formación de HCN a valores de pH menores a 8,5, el diseño de la planta partirá de un proceso de acondicionamiento del efluente cianurado, mismo que presenta un valor promedio de pH igual a 7,54 (Mudder et al., 2001, p. 80). Como agente estabilizador se utilizará lechada de cal (15 % sólidos) debido a su fácil accesibilidad y bajo costo, en comparación con el hidróxido de sodio (Young y Jordan, 2011, p. 114). Mantener una elevada solución de pH (10 a 12) asegura la destrucción total de patógenos, evita la creación de olores e impide la putrefacción del fango (Metcalf y Eddy, 2013, p. 918).

Una vez acondicionado el efluente, es necesario realizar una sedimentación primaria con el fin de eliminar materia sólida que pueda interferir en la transferencia de masa de la siguiente etapa de ozonificación y oxidación (Ramalho, 2009, p. 91). Las cantidades diarias de ozono y peróxido de hidrógeno requeridas a escala industrial para este último proceso (sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$ ), se determinarán a partir de los mejores resultados obtenidos en la primera etapa del proyecto PII-15-01, desarrollados en el trabajo: *“Combined Treatment Using Ozone For Cyanide Removal From Wastewater: A Comparison”* por Muñoz, Vargas, Sandoval, Morillo y Cueva (2018).

El diseño de reactores a gran escala debe seguir las mismas directrices generales para proporcionar un buen contacto gas - líquido con hidrodinámica en fase líquida similar a los encontrados en reactores a escala de laboratorio. Por esta razón, el proceso se llevará a cabo en columnas de burbujeo, reactores ampliamente utilizados en procesos de peroxona como contactores multifase por proporcionar sistemas de mezcla completa, altas velocidades de transferencia de calor y masa, y

bajos costos de operación y mantenimiento (Kantarci, Borak y Ulgen, 2005, pp. 2264 - 2265). El tipo de reactor CSTR o PFR será seleccionado a partir del desarrollo del método de Euler (mediante el software MATLAB v.2018a) del sistema  $O_3/H_2O_2$  en el tratamiento del efluente cianurado, donde se garantice la degradación del cianuro a concentraciones permisibles ( $0,1 \text{ mg L}^{-1}$ ) establecidas en la regulación ambiental ecuatoriana (MAE, 2015, p. 20).

El comportamiento hidráulico del sistema  $O_3/H_2O_2$  sobre los efluentes cianurados se caracterizará mediante la determinación del tiempo teórico de retención hidráulica ( $t_R$ ) basado en los datos experimentales de eliminación de cianuro. Asimismo, la simulación de los reactores PFR y CSTR se realizará bajo las mejores condiciones de operación obtenidas en laboratorio (constante de velocidad de pseudo-primer orden de  $0,877 \text{ min}^{-1}$  y concentración inicial de cianuro de  $172,17 \text{ mg L}^{-1}$ ).

A escala de laboratorio, la caracterización de las muestras, posterior al tratamiento, presentó un alto porcentaje de sólidos y aumento en la turbidez. Por esta razón, es fundamental la implementación de un segundo proceso de sedimentación seguido de una filtración para asegurar la calidad final del efluente.

Por último, debido al aumento de temperatura durante la detoxificación del efluente, la planta de tratamiento poseerá un proceso de enfriamiento final hasta una temperatura máxima permisible de  $35 \text{ }^\circ\text{C}$  para descargas a un cuerpo de agua dulce (MAE, 2015, p. 335).

#### **2.3.2.1. Sistema de generación de ozono**

Los criterios de diseño para el sistema de generación de ozono parten de la medición de la concentración del gas en la alimentación y salida del equipo, presión mínima y temperatura máxima de ozono a la salida del generador y flujo de gas ozonizado (Langlais, Reckhow y Brink, 1991, p. 338).

El generador de ozono más utilizado en plantas de tratamiento de agua es de tipo descarga corona tubular. Este equipo consiste en dos electrodos tubulares concéntricos, dieléctricos de vidrio y un sistema de agua de refrigeración. A velocidad máxima de producción, este tipo de unidades generan una concentración de ozono entre 1 y 3 % w/w (13 a 39 g O<sub>3</sub> m<sup>-3</sup>) a partir de aire como fuente de alimentación (Langlais et al., 1991, pp. 332-336).

Para la dosificación de ozono en varios puntos del proceso, se prefiere la implementación de un sistema colector de gas que divide el flujo de salida del generador en múltiples corrientes. Cada corriente debe disponer de un medidor de caudal, así como cada reactor, de un analizador para la medición de gas de escape (Langlais et al., 1991, p. 337).

De acuerdo con Langlais et al. (1991), existen dos factores principales que afectan la producción y eficiencia en el sistema de generación de ozono (pp. 338-375):

- Calidad del gas de alimentación al generador: Porcentaje de oxígeno contenido, porcentaje de humedad, contenido de materia orgánica o impurezas, presión y temperatura a la entrada del generador.
- La eficacia del enfriamiento del fluido: Temperatura y flujo del refrigerante.

#### **2.3.2.1.1. Preparación del gas de alimentación**

El aire seco y filtrado sigue siendo el gas de alimentación más comúnmente utilizado en los sistemas de ozonización en todo el mundo. Los parámetros de diseño para un sistema de alimentación de aire incluyen el rango de temperatura ambiente, rango de humedad, contenido de partículas de aire y concentraciones de hidrocarburos (Langlais et al., 1991, p. 347).

Según Langlais et al., 1991, los equipos que comprenden el sistema de alimentación serán (pp. 347-370):

- **Filtro:** La obtención de gas de alta calidad (libre de partículas  $> 0,1 \mu\text{m}$ ) permite un óptimo rendimiento a largo plazo de los generadores de ozono y evita el taponamiento del sistema de difusión. Dentro de un sistema de preparación de gas, el material particulado más común es el polvo desecante. Los filtros de carbón activado granular, gel de sílice o tamices moleculares son los mejores métodos para controlar el material particulado y capturar vapores de hidrocarburos, por ellos deben colocarse antes del compresor.
- **Compresor:** La compresión de gas en sistemas de preparación de ozono proporciona aire a caudales máxicos requeridos por el proceso y a presiones necesarias para superar todas las pérdidas. La selección de un compresor está en función de la capacidad requerida, presión de descarga, tipo de sistema y eficiencia de la potencia. El compresor más utilizado es el centrífugo debido a su bajo costo de mantenimiento.
- **Enfriador:** El calor generado en la corriente de gas durante la compresión genera elevadas temperaturas en la descarga. Para sistemas de baja y mediana presión, la temperatura del sistema se encuentra en un rango de 82,20 y 176,70 °C para la mayoría de los compresores. Esta temperatura debe ser reducida mediante un post enfriador antes de que la corriente de aire pase al secador. Un enfriador es típicamente un intercambiador de calor de tubo y carcasa.
- **Secado de refrigerante:** El secado de refrigerante utiliza el enfriamiento físico del aire para condensar la humedad de la corriente de aire y reducir el punto de rocío. Para evitar la congelación de la humedad condensada, el secado del refrigerante se limita a producir puntos de rocío no inferiores a la temperatura de congelación del agua.
- **Desecador:** El secado es el último paso significativo en el sistema de preparación del aire para reducir la humedad en el aire y lograr el punto de rocío final deseado ( $< -60 \text{ °C}$ ). Estos secadores absorben el vapor de humedad en los poros submicroscópicos del material desecante. Durante la



regeneración, esta parte adsorbida se expulsa mediante altas temperaturas o reducción de la presión del sistema mediante una corriente de gas de purga. Existen tres medios desecantes para el tipo de torres duales: Sílica gel, alúmina activada y tamices moleculares.

La humedad excesiva afecta adversamente la producción de ozono y puede reaccionar con óxidos nitrosos en el generador para formar ácido nítrico y causar daño posterior al mismo. En la Tabla 2.3 se presentan los niveles típicos de humedad encontrados en el diseño de sistemas de preparación de aire.

**Tabla 2.3.** Parámetros de punto de rocío y contenido de humedad para el diseño de sistemas de preparación de aire

Localización/Condición	Punto de Rocío		Contenido de humedad (ppm)
	(°C)	(K)	
Entrada al compresor	40,00	313,00	45 000,0
Entrada al compresor en verano	30,00	303,00	28 000,0
Descarga del secador refrigerante	5,00	278,00	5 000,0
Gas de alimentación mínima de operación al generador	-60,00	213,00	7,0
Gas de alimentación de diseño especificado al generador	-80,00	193,00	1.5

(Langlais et al., 1991, p. 354)

### 2.3.2.2. Sistema de destrucción de ozono

Como subproductos del proceso de ozonización, el gas liberado de los contactores generalmente excede el límite de ozono establecido por la Occupational Safety and Health Administration OSHA (0,1 ppm por volumen). Por consiguiente, el ozono residual del proceso deberá ser descompuesto a oxígeno con alguna unidad de destrucción (Couper, Fair, Penney y Walas, 2012, p. 109).

A nivel industrial se utilizan dos sistemas para la destrucción de ozono: el térmico y el termo-catalítico.

El sistema de destrucción térmica descompone al ozono en oxígeno mediante un sistema incorporado de calentamiento de gas y recuperación de calor que utiliza un intercambiador eléctrico de calor. La temperatura de operación del equipo deberá estar en un rango de 300 a 360 °C durante un tiempo de 5 s. A temperatura ambiente (20 a 22 °C), la vida media del ozono varía de 20 a 100 h en aire seco, mientras que a 250 °C es de solo 0,04 a 0,40 s (Manley y Niegowski, 2010, p. 223).

Por otro lado, el sistema termo-catalítico descompone al ozono a través de un lecho catalítico, el cual se mantiene a una temperatura constante de 50 °C con el fin de optimizar el proceso de catálisis. El carbón activado es el material que comúnmente se utiliza como catalizador para este tipo de procesos, debido a su bajo costo y fácil accesibilidad. No obstante, su uso está limitado para altas concentraciones de ozono o generación de ozono a partir de una fuente de oxígeno concentrado (Lenntech, 2018).

### 3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

El diseño y dimensionamiento de la planta de tratamiento de efluentes cianurados se basó en un conjunto de especificaciones técnicas y restricciones del proceso que establecieron las condiciones óptimas de diseño para los equipos, instrumentación y tuberías (Sinnott, 2005, p. 309).

#### 3.1. TANQUE DE ESTABILIZACIÓN DE pH

La decisión de comprar cal viva o hidratada se ve influenciada por tres factores fundamentales: tamaño de la planta, costo de insumos y tipo de almacenamiento. La estabilización con cal eleva el pH del efluente a valores iguales o mayores de 10, su alta alcalinidad provoca la eliminación de olores y consigue un alto nivel de mortalidad de patógenos (Metcalf y Eddy, 2013, p. 918).

Según Romero (2004), los criterios de diseño recomendados para la dosificación de cal son (p. 808):

- Tratar el lodo en forma líquida.
- Aplicar un tiempo mínimo de contacto de 2 h (criterio de la EPA para la estabilización con cal).
- Adicionar un tiempo de reposo de 30 min para asegurar que el pH del lodo se encuentre sobre valores de 12 y se obtenga un porcentaje alto de eliminación de patógenos.

En cuanto al dimensionamiento del equipo, el estándar utilizado para el diseño de tanques atmosféricos es el *American Petroleum Institute (API) Standard 650*. Esta normativa cubre los requisitos mínimos de diseño para temperaturas no mayores de 260 °C y presiones manométricas de 2,5 psig (API, 2013a, p. 7).

De acuerdo con la API (2013a), para la operación y diseño de tanques de tope abierto, las condiciones a considerar son (p. 434):

- Corrosión permisible
- Sistema de agitación
- Temperatura y volumen (diseño y de operación)

Dado que en el apéndice A, de la norma API (2013a) Código 650 se encuentran tabuladas dimensiones de tanques de diferentes capacidades nominales, se establece la relación óptima de diseño entre el diámetro interno y la altura. En la Tabla 3.1 se presenta la dependencia entre estos dos parámetros en función del volumen nominal.

**Tabla 3.1.** Relación entre el diámetro interno y la altura en tanques cilíndricos verticales atmosféricos en función de la capacidad nominal

Capacidad nominal (BBL)	Relación entre diámetro interno (Di) y la altura (H)
< 10 000	$D_i \leq H$
> 10 000	$D_i > H$

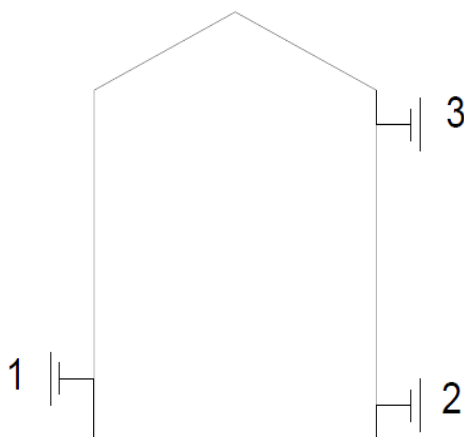
(API, 2013a, p. A-1)

Para la determinación de las alturas de las boquillas de alimentación, salida y rebose del tanque, se tomó como línea base el fondo del recipiente, como se muestra en la Figura 3.1. Las dimensiones respectivas se indican en la Tabla 3.2 según la descripción de cada acceso.

**Tabla 3.2.** Ubicación de boquillas de alimentación, salida y rebose en un tanque atmosférico vertical

Conexión	Descripción	Altura (m)
1	Alimentación	0,3048
2	Salida	0,3048
3	Rebose	0,3048*

\*(La altura de la boquilla de rebose se determina respecto a la altura del tanque)  
(API, 2013a, p. 39)



**Figura 3.1.** Esquema de la ubicación de boquillas para un tanque atmosférico vertical (API, 2013a, p. 39)

Generalmente, en la etapa de diseño, las magnitudes de los factores de seguridad están dictadas por la precisión en los datos de diseño y cálculos, cambios potenciales en el rendimiento operativo, información de antecedentes y consideraciones económicas o de mercado. Según API (2013a), para tanques atmosféricos con capacidades de operación menores a 1 000 BBL, el volumen nominal del equipo se determina mediante la adición de 4 ft de altura al tanque como criterio de sobredimensionamiento (p. 15).

Por otro lado, el material de ingeniería utilizado para los tanques de estabilización se selecciona en función de la naturaleza de la mezcla. Debido al alto grado de corrosión de la lechada de cal y del cianuro contenido en el efluente, se prefiere utilizar un material de fundición de hierro-clase 20 para su construcción (Sinnott, 2005, p. 918).

### 3.1.1. SISTEMA DE AGITACIÓN PARA EL TANQUE DE ESTABILIZACIÓN

Por lo general, la homogeneización del efluente con productos químicos se lleva a cabo en sistemas de mezcla rápida continua (Metcalf y Eddy, 2013, p. 243). En cuanto al tipo de agitación, Sinnott (2005) encontró una relación dependiente con la capacidad del recipiente y las propiedades del fluido, principalmente la viscosidad (p. 919).

En la Tabla 3.3 se muestran los tres tipos básicos de impulsores empleados a escala industrial.

**Tabla 3.3.** Parámetros de diseño para sistemas de agitación en un sistema de mezcla continua con números de Reynolds altos (baja viscosidad)

Tipo de Impulsor	Patrón de flujo	Ángulo de aspas respecto al plano de rotación	Capacidad del tanque (m <sup>3</sup> )	Velocidad periférica (m s <sup>-1</sup> )
Turbina de hoja plana (Rushton)	radial	90 °	≤ 4,0	7,6
Turbina de paletas inclinada	axial	< 90 °	≥ 4,0	3,6
Hélice marina	axial	< 90 °	≥ 4,0	7,6

(Sinnott, 2005, p. 470)

La velocidad de circulación del líquido y el consumo de potencia están condicionados al tipo de impulsor seleccionado, la localización del agitador, el número y las dimensiones de los deflectores y las proporciones del tanque (McCabe, Smith y Harriott, 2007, p. 262).

El diseño estándar de una turbina está dado por las siguientes relaciones heurísticas presentadas en las ecuaciones 3.1 a 3.6 (McCabe et al., 2007, p. 262). La nomenclatura utilizada en las ecuaciones se encuentra detallada en la Figura 3.2, tal como se muestra a continuación:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad [3.1]$$

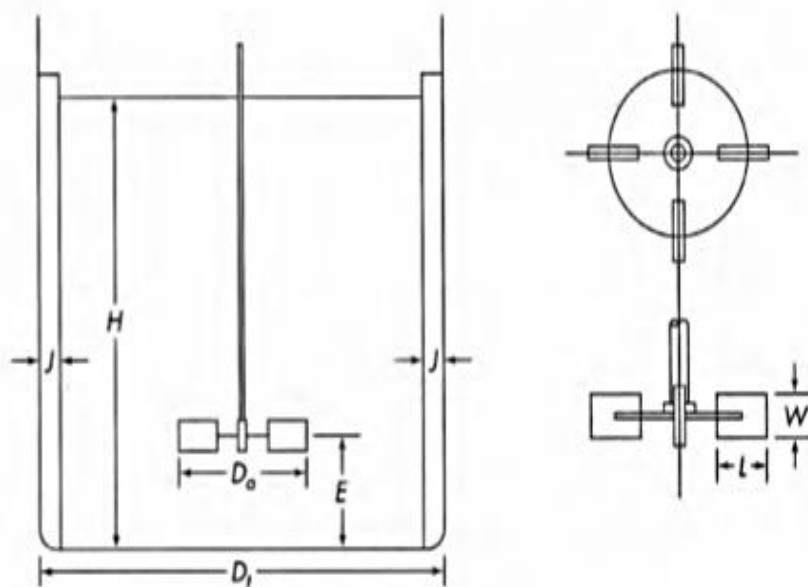
$$\frac{H}{D_t} = 1 \quad [3.2]$$

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \quad [3.3]$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad [3.4]$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad [3.5]$$

$$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \quad [3.6]$$



**Figura 3.2.** Parámetros de diseño de un agitador tipo turbina para un tanque atmosférico  
(McCabe et al., 2007, p. 263)

Usualmente, se utilizan cuatro deflectores dispuestos verticalmente en las paredes del tanque de agitación por turbinas, mientras que el número de palas varía entre 6 y 8 (McCabe et al., 2007, p. 262).

### 3.1.1.1. Potencia requerida por el agitador mecánico

En los procesos de tratamiento de aguas residuales, la agitación mediante turbinas suele llevarse a cabo en régimen de flujo turbulento ( $Re > 10\,000$ ) a altas velocidades debido a su óptima eficiencia (Metcalf y Eddy, 2013, p. 246).

En la Tabla 3.4 se presenta una estimación de los requisitos de potencia para diversas aplicaciones según el tipo de agitación.

**Tabla 3.4.** Requerimiento de potencia para tanques agitados con deflectores

<b>Agitación</b>	<b>Aplicación</b>	<b>Potencia (kW m<sup>-3</sup>)</b>
Moderada	Mezcla	0,04 – 0,10
	Reacciones homogéneas	0,01 – 0,03
Media	Transferencia de calor	0,03 – 1,00
	Mezcla líquido-líquido	1,00 – 1,50
Severa	Suspensión de lodos	1,50 – 2,00
	Absorción de gas	1,50 – 2,00
Fuerte	Emulsiones	1,50 – 2,00
	Suspensión de lodos finos	> 2,00

(Sinnott, 2005, p. 473)

### 3.2. CLARIFICADOR PRIMARIO

Los tanques de sedimentación primaria son aquellos que trabajan con aguas residuales crudas, antes de ser sometidas a un proceso avanzado de purificación. La mayoría de las plantas de tratamiento utilizan tanques de sedimentación de diseño normalizado, rectangulares o circulares. La aplicación de estos últimos se ha incrementado gracias a la reducción de costos en construcción (paredes más delgadas) y mantenimiento al incluir menos partes móviles en su mecanismo de arrastre (Romero, 2004, p. 635).

El funcionamiento de un tanque circular de clarificación consiste en hacer fluir el agua residual desde la parte superior del equipo a través de una tubería vertical central. De esta manera, el afluente circulará radialmente hacia el vertedero perimetral de salida. Generalmente, este tipo de tanque incluye una barredora de lodos que dirige los sólidos sedimentables hacia la tolva de lodos colocada en el centro de este (Metcalf y Eddy, 2013, p. 253).



El diseño de sedimentadores primarios se realiza en función de la carga superficial promedio, la velocidad de sedimentación y el tiempo de retención. En la Tabla 3.5 se presenta información típica para el diseño de estos equipos (Romero, 2004, p. 639).

**Tabla 3.5.** Estándares de diseño de sedimentadores circulares primarios

Parámetro		Intervalo	Valor típico
Carga superficial ( $\text{m d}^{-1}$ )	Caudal promedio	24,0 – 49,0	30,0
	Caudal pico	45,0 – 122,0	45,0
% Remoción	DBO	35,0 – 45,0	--
	SS	50,0 – 70,0	--
Diámetro (m)		< 90,0	--
Profundidad (m)		> 1,5	--
Tiempo retención (h)		1,0 – 2,5	2,0
% Pendiente de fondo		5,0 – 10,0	8,0
Velocidad de arrastre (rpm)		0,02 – 0,05	0,03
Carga sobre el vertedero ( $\text{L s}^{-1}\text{m}^{-1}$ )		< 5,2	--
% Factor de seguridad sobre el tiempo de retención*			15,0

\*(Peters, Timmerhaus y West, 1991, p. 38; Romero, 2004, p. 639)

Generalmente, la construcción de sedimentadores circulares se realiza a partir de acero al carbono o fundición de hierro. En Estados Unidos se utiliza un recubrimiento de alquitrán de hulla epóxico como mecanismo de protección contra la corrosión (Sinnott, 2005, p. 918).

El pozo central de entrada tiene un diámetro entre el 15 y 20 % del diámetro del tanque y una sumergencia igual a la mitad de la profundidad del sedimentador. En la Tabla 3.6 se muestran los valores estipulados para la relación entre estos dos parámetros (diámetro y altura) (Romero, 2004, pp. 635-641).

Donde:

$\Phi_1$ : Diámetro del cilindro/pozo central

- $\Phi$ : Diámetro del sedimentador circular  
 $H_1$ : Altura máxima de la tubería central que se puede sumergir  
 $H_{total}$ : Altura del sedimentador

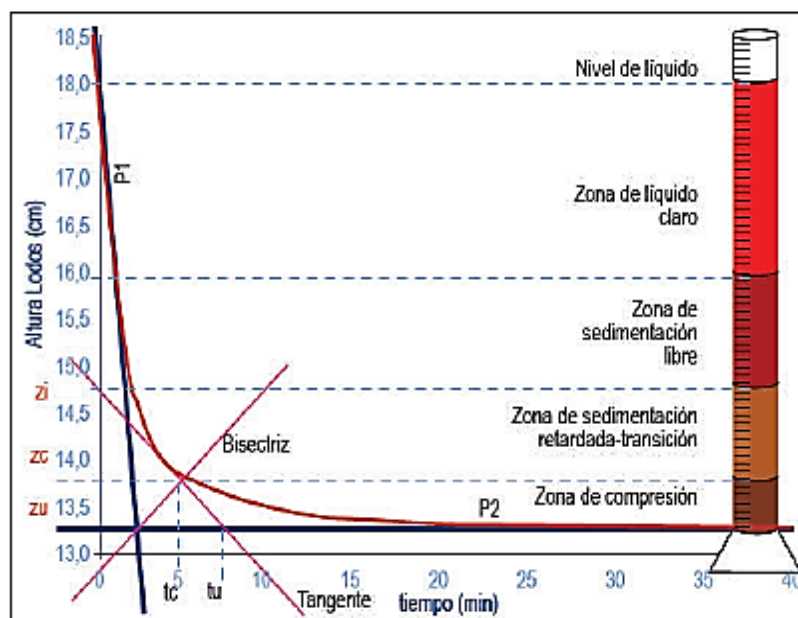
**Tabla 3.6.** Criterios de diseño para la zona de entrada de un sedimentador primario

Relación	Intervalo	Valor típico
$\Phi_1/\Phi$	0,05 – 0,20	0,10
$H_1/H$	0,25 – 0,65	0,50

(Romero, 2004, p. 26)

### 3.2.1. DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN

Los parámetros necesarios para el diseño del clarificador se obtienen de ensayos de sedimentación realizados en el laboratorio. La representación gráfica de la altura de la interfaz respecto al tiempo de precipitación de los sólidos corresponde a la curva de sedimentación tal como se aprecia en la Figura 3.3 (Metcalf y Eddy, 2013, p. 264).



**Figura 3.3.** Método de Talmadge y Fitch sobre la curva de sedimentación de lodos  
 (Rincón, Rueda, Yáñez y García, 2007, p. 4)

La velocidad de sedimentación ( $V_s$ ) se determina mediante el método de Talmadge y Fitch sobre la curva obtenida entre la altura de interfase y el tiempo de separación. El método consiste en trazar una tangente a la curva en la zona de clarificación y en la zona de compresión respectivamente hasta su intersección como se indica en la Figura 3.3. Una vez encontrado el punto de corte, se proyecta una bisectriz hacia la curva de sedimentación y se traza una recta tangente. Este nuevo punto se denomina punto crítico o de compresión, el mismo que permite el cálculo de la velocidad promedio de sedimentación de las partículas en función del tiempo último ( $t_u$ ) y las alturas  $Z_i$  y  $Z_u$  (McCabe et al., 2007, pp. 1117-1129; Rincón et al., 2007, p. 4).

De esta manera, la velocidad de sedimentación ( $V_s$ ) se representa con la ecuación 3.7 (Rincón et al., 2007, p. 4).

$$V_s = \frac{H_o - H_u}{t_u} \quad [3.7]$$

Donde:

- $H_o$ : Altura inicial de la interfaz (m)
- $H_u$ : Límite de zona de sedimentación (m)
- $t_u$ : Tiempo último de separación (min)

El límite de la zona de sedimentación ( $H_u$ ) relaciona la concentración inicial de sólidos presentes en el efluente con la concentración final depositada en el lodo espesado, tal como se muestra en la ecuación 3.8.

$$H_u = \frac{C_o * H_o}{C_u} \quad [3.8]$$

Donde:

- $C_o$ : Concentración inicial de sólidos en el efluente ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- $C_u$ : Concentración final de sólidos en el lodo espesado ( $\text{mg L}^{-1}$ )

### 3.2.2. ESTIMACIÓN DEL ÁREA DE SUPERFICIE DEL SEDIMENTADOR

La carga de superficie consiste en la determinación de la superficie de clarificación, así como, la de espesamiento.

#### 3.2.2.1. Superficie de clarificación

El área necesaria para la clarificación ( $A_c$ ) se obtiene mediante la relación entre el caudal sobrenadante ( $Q_c$ ) y la velocidad de sedimentación ( $V_s$ ), como se expresa en la ecuación 3.9 (Metcalf y Eddy, 2013, p. 264).

$$A_c = \frac{Q_c}{V_s} \quad [3.9]$$

Según Metcalf y Eddy (2013), el caudal del sobrenadante es proporcional al volumen de líquido existente por encima de la zona crítica de fangos, por ende, se aplica la ecuación 3.10 para su determinación (p. 264).

$$Q_c = \frac{Q * (H_o - H_u)}{H_o} \quad [3.10]$$

Donde:

$Q_c$ : Caudal sobrenadante ( $m^3 d^{-1}$ )

$Q$ : Caudal de diseño ( $m^3 d^{-1}$ )

#### 3.2.2.2. Superficie de espesado de sólidos

Mediante el trazo de tangentes a la curva de sedimentación, se establece el tiempo de retención de espesamiento necesario para ser reemplazado en la ecuación 3.11 (Metcalf y Eddy, 2013, p. 266).

$$A_e = \frac{Q * t_u}{H_o} \quad [3.11]$$

Donde:

A<sub>e</sub>: Superficie para el espesado de sólidos (m<sup>2</sup>)

Q: Caudal de diseño (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>)

t<sub>u</sub>: Tiempo último de separación (d)

H<sub>o</sub>: Altura inicial de la interfaz (m)

### 3.3. REACTOR DE OZONIZACIÓN Y OXIDACIÓN

Las columnas de burbujeo ofrecen varias ventajas en comparación con los mezcladores de turbina y las columnas empaquetadas durante el proceso de ozonización, tales como, altas velocidades de transferencia de masa y calor, zonas de mezcla completas y bajos costos de operación y mantenimiento. Los modelos para reactores de columna de burbujas se pueden dividir en dos categorías, según el grado de mezcla en cada fase. Se pueden encontrar características de mezcla perfecta (CSTR) o con un perfil de concentraciones a lo largo del equipo (PFR), tanto en fase gaseosa como en fase líquida (Kantarci et al, 2005, pp. 2264-2265).

Como una aproximación a los regímenes de flujo no ideales encontrados en reactores a escala completa, se puede utilizar una serie de reactores de flujo continuo que se aproximan a un caso intermedio entre el reactor de flujo pistón (PFR) y el comportamiento del reactor de tanque completamente agitado (CSTR).

Los reactores que trabajan en modo continuo son, generalmente, más útiles por contar con más información sobre dosis requeridas de ozono y tiempo de contacto para el diseño de una planta de tratamiento (Langlais et al., 1991, pp. 328-330).

### 3.3.1. EFICIENCIA EN LA TRANSFERENCIA DE OZONO

A gran escala, la determinación de la eficiencia de transferencia de ozono no depende de la obtenida en laboratorio. Por ende, el ozono transferido se calcula por diferencia entre el ozono aplicado al reactor y el ozono en el gas de escape, como se muestra en las ecuaciones 3.12 a 3.14 (Langlais et al., 1991, p. 340).

$$\% E_f = \frac{[O_3 \text{ Feed} - O_3 \text{ Out}]}{O_3 \text{ Feed}} * 100 \quad [3.12]$$

$$M_T = E_f * O_3 \text{ Feed} \left( \frac{\text{mg}}{\text{L}} \right) * Q \quad [3.13]$$

$$D_T = \frac{M_T}{Q} \quad [3.14]$$

Donde:

$E_f$ : Porcentaje de eficiencia del proceso

$O_3 \text{ Feed}$ : Concentración de ozono en la corriente de alimentación del reactor ( $\text{mg L}^{-1}$ )

$O_3 \text{ out}$ : Concentración de ozono en la corriente de salida del reactor ( $\text{mg L}^{-1}$ )

$M_T$ : Flujo másico de ozono ( $\text{mg O}_3 \text{ min}^{-1}$ )

$D_T$ : Dosis transferida de ozono ( $\text{mg L}^{-1}$ )

$Q$ : Caudal de diseño ( $\text{L min}^{-1}$ )

### 3.3.2. CÁMARAS DE CONTACTO

Una vez establecido el tipo de reactor, las columnas de burbujeo se diseñan como reactores a presión perfectamente agitados según el código ASME sección VIII División 1 (Farr y Jawad, 2010, p. 27).

Langlais et al. (1991) establecen algunos criterios a considerar para el diseño de una cámara de contacto (p. 333):

- Volumen
- Profundidad
- Material de construcción
- Caudal de efluente y ozono (sistema de inyección)
- Presión y temperatura de operación y diseño
- Tipo de cabezas, aberturas y conexiones requeridas
- Factor de seguridad del 20 % sobre el caudal

La elección del volumen del reactor se determina por los flujos de líquido requeridos y el intervalo de tiempos de contacto. A medida que las columnas se hacen más altas, el manejo y alineación se hacen más difíciles. Sin embargo, la profundidad en reactores a gran escala debe asegurar una alta eficiencia de transferencia para minimizar los costos de producción de ozono. Las columnas más altas tenderán a comportarse como un PFR, mientras que las columnas más cortas a un CSTR (Langlais et al., 1991, p. 335).

La selección del caudal de líquido debe basarse en las necesidades del estudio del proceso y en la hidrodinámica del propio reactor. Como regla general, se dimensiona cada proceso para caudales mayores que el flujo requerido para el proceso subsiguiente y el flujo de exceso de residuos. Esto es necesario para separar el proceso y hacerlo hidráulicamente independiente en términos de operaciones (Langlais et al., 1991, p. 336).

El ozono que se encuentra en una concentración relativamente baja en el gas portador debe ser transferido de la fase gaseosa a la fase líquida para que pueda llevar a cabo su función en el tratamiento del efluente. Estudios del uso de ozono para la degradación de cianuro señalan que el proceso oxidativo se encuentra limitado por los fenómenos de difusión (debido a su rápida acción). Por lo tanto, se requiere una difusión máxima de la cantidad de ozono en el menor tiempo posible para asegurar una construcción y operación económica (Langlais et al., 1991, p. 389).

La difusión de altas concentraciones de ozono (6 a 8 %) requiere un diseño cuidadoso del contactor para lograr una distribución uniforme de gas ozonizado en la masa de agua (Langlais et al., 1991, p. 389).

Normalmente, las columnas a escala de laboratorio están construidas de vidrio, acrílico o PVC transparente; a gran escala, debido a costos y eficiencia, se prefiere el acero inoxidable 316 L, teflón o concreto (Langlais et al., 1991, p. 335).

En la Tabla 3.7 se presentan valores típicos de parámetros de diseño para reactores de ozonización.

**Tabla 3.7.** Estándares de diseño para un reactor de ozonización CSTR

<b>Parámetro</b>	<b>Intervalo/Valor típico</b>
<b>% Eficiencia</b>	> 90,0
<b>Diámetro (m)</b>	1,83 - 2,44
<b>Profundidad (m)</b>	5,49 – 7,32
<b>Relación mínima H/D</b>	5,00
<b>Manway (m)</b>	1,00
<b>No. de etapas</b>	2 - 6
<b>Altura de toma de muestra (m)</b>	1,52
<b>Altura de cabeza para gases de escape (m)</b>	0,61
<b>% Factor de seguridad sobre la tasa de flujo *</b>	20,0

\*(Peters et al., 1991, p. 39; Langlais et al., 1991, pp. 328-391)

### 3.3.2.1. Difusión de ozono por burbujas finas

De los reactores a gran escala, el sistema de inyección de ozono más comúnmente utilizado para el tratamiento de aguas residuales es el de difusión por burbujas finas, debido a que no requiere la adición de energía extra, aparte de la requerida para la compresión inicial de gas. La presión de descarga de ozono del generador (0,69 – 1,03 bar) es suficiente para vencer las pérdidas hidráulicas de carga y fricciones en



tuberías y difusores. Además, al no presentar partes móviles, los costos por mantenimiento son mínimos (Langlais et al., 1991, p. 391).

Se ha aplicado una amplia gama de configuraciones para unidades de disolución de ozono de burbujas finas que van desde tanques de una etapa hasta unidades de seis etapas. Los diseños pueden ser estructurados para conseguir bajas pérdidas de carga hidráulica a través de los tanques. Las razones para la selección del número y tipo de etapas del contactor se basan en el tipo de aplicación de ozono (Langlais et al., 1991, p. 391).

Los difusores tipo domo o disco son la alternativa común a los difusores tubulares de ozono, debido al alto coste de mano de obra, riesgo de rotura y necesidad de cambiar las juntas de las varillas que estos últimos generan. El número de difusores por contactor se selecciona con base en el caudal de ozono requerido y especificaciones del fabricante del equipo (Langlais et al., 1991, p. 392).

Por lo general los difusores son construidos de material cerámico que ofrece excelente resistencia a la corrosión por ozono (Montgomery Watson y TRW Inc., 1998, p. 19). En la Tabla 3.8 se indican ciertos parámetros en cuanto a la selección de un difusor tipo domo.

**Tabla 3.8.** Valores típicos de diseño de un difusor tipo domo o disco

<b>Parámetro</b>	<b>Intervalo</b>
<b>Diámetro (m)</b>	0,18 - 0,23
<b>% Eficiencia</b>	96,0 - 99,0
<b>Tamaño de burbuja (mm)</b>	1,0 - 3,0

(Montgomery Watson y TRW Inc., 1998, p. 56)

Finalmente, la tubería que sale del generador de ozono y conecta con las cámaras de contacto debe incluir una válvula de retención (para evitar cualquier retroceso de agua), una válvula de aislamiento y un cuello de ganso (Langlais et al., 1991, p. 378).

### 3.3.3. TAPAS Y CABEZALES DE RECIPIENTES A PRESIÓN

Las configuraciones de tapas y cabezales para recipientes a presión contempladas en el Código ASME sección VIII División 1, incluyen formas planas, esféricas, hemisféricas, torisféricas, cónicas y elipsoidales (Farr y Jawad, 2010, p. 57). Las características principales y usos de estas tapas se presentan en la Tabla 3.9.

**Tabla 3.9.** Criterios de diseño para diferentes tipos de tapas de recipientes a presión

Tipo de tapa	Aplicación	
	Presión (psi)	Diámetro (m)
<b>Plana</b>	< 218	< 6,0
<b>Torisférica</b>	< 218	0,3 – 6,0
<b>Elíptica</b>	> 218	> 6,0
<b>Esférica</b>	P críticas	NA
<b>Hemisférica</b>	P muy elevadas	NA

(Farr y Jawad, 2010, pp. 57-72)

Las tapas torisféricas son las que mayor aceptación tienen en la industria, debido a su bajo coste y a que soportan altas presiones manométricas. Para tapas bridadas y cóncavas ASME, el volumen de tapa ( $V_T$ ) se determina mediante la aplicación de la ecuación 3.15 (Farr y Jawad, 2010, pp. 57-68).

$$V_T = 0,626 * D^3 \quad [3.15]$$

Donde:

$V_T$ : Volumen de la tapa de forma torisférica (gal)

D: Diámetro del recipiente a presión (ft)

Asimismo, el nivel de líquido en la tapa ( $L_f$ ) se determina según la ecuación 3.16, descrita en el Código ASME por Farr y Jawad (2010).

$$L_f = 0,169 * D \quad [3.16]$$

Donde:

$L_f$ : Nivel de líquido en la tapa de forma torisférica (ft)

$D$ : Diámetro del recipiente a presión (ft)

### 3.4. CLARIFICADOR SECUNDARIO

Los sedimentadores secundarios son diseñados para remover la materia orgánica soluble y coloidal que permanece después del tratamiento primario. Por lo general, se utiliza clarificadores como tanques de sedimentación secundaria, sin embargo, la forma de construcción de estos equipos no presenta influencia alguna sobre la calidad final del efluente (McCabe et al., 2007, p. 1118).

Para diseñar correctamente los tanques de sedimentación secundaria se deben considerar los siguientes factores (Metcalf y Eddy, 2013, p. 262):

- Profundidad
- Pendiente de fondo
- Caudal de diseño
- Tiempo de retención
- Tasa superficial o carga de rebose
- Área de sección transversal, que representa el mayor valor obtenido del cálculo entre el área de clarificación y el área de espesamiento

El funcionamiento de sedimentadores primarios y secundarios es esencialmente el mismo, la diferencia radica en los valores de los parámetros de diseño. En la Tabla 3.10 se muestran algunos criterios para sedimentadores circulares secundarios.

**Tabla 3.10.** Criterios de diseño para sedimentadores circulares secundarios

<b>Parámetro</b>		<b>Intervalo</b>
<b>Carga superficial (m d<sup>-1</sup>)</b>	<b>Caudal promedio</b>	8,0 – 33,0
	<b>Caudal pico</b>	24,0 – 65,0
<b>Carga de sólidos (kg dm<sup>-2</sup>)</b>	<b>Caudal promedio</b>	23,0 – 164,0
	<b>Caudal pico</b>	164,0 – 245,0
<b>Diámetro (m)</b>		3,6 – 6,0
<b>Profundidad (m)</b>		3,0 – 6,0
<b>Tiempo retención (h)</b>		> 3,0
<b>Pendiente de fondo (mm m<sup>-1</sup>)</b>		1/12
<b>Carga sobre el vertedero (m<sup>3</sup> m<sup>-1</sup>d<sup>-1</sup>)</b>		12,4 – 25,0
<b>% Factor de seguridad sobre el tiempo de residencia*</b>		20,0

\*(Peters et al., 1991, p. 39; Romero, 2004, pp. 644-645)

El gradiente de velocidad a la entrada de la unidad debe ser lo suficientemente bajo ( $< 0,6 \text{ m s}^{-1}$ ), de manera que se mantengan los elementos formados por coalescencia (Romero, 2004, p. 645).

Si se considera necesario, para tanques circulares se puede instalar un vertedero efluente doble a una distancia de un 30 % del radio del tanque contada desde la pared exterior. Actualmente, con el fin de lograr una remoción continua de sólidos en el proceso, se emplean cadenas, paletas de plástico o bombas de succión como barredores de fondo y recolectores superficiales de espuma (Romero, 2004, p. 645).

### 3.4.1. ESTIMACIÓN DE LA CARGA SOBRE EL VERTEDERO

Según Metcalf y Eddy (2013), la carga sobre el vertedero se determina mediante la ecuación 3.17 (p. 267).

$$C_v = \frac{Q}{\pi * \Phi} \quad [3.17]$$

Donde:

Cv: Carga sobre el vertedero ( $\text{m}^3 \text{m}^{-1} \text{d}^{-1}$ )

Q: Caudal de diseño ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ )

$\Phi$ : Diámetro del equipo (m)

### 3.5. FILTRO EN MEDIO GRANULAR

En el tratamiento de aguas residuales, la filtración se emplea para conseguir una mayor eliminación de sólidos en suspensión, DBO, DQO, turbiedad, metales pesados y material no sedimentable en el efluente. La filtración en medios granulares, es la forma más económica y eficiente de separar sólidos suspendidos que no son removidos por sedimentación (Romero, 2004, p. 659).

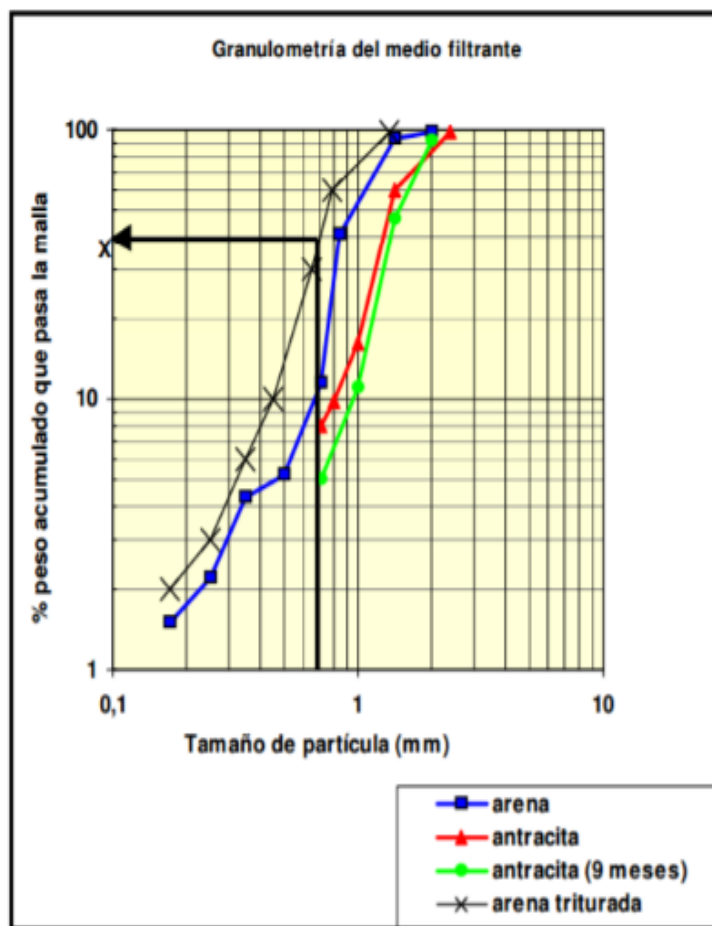
El diseño de los filtros y la valoración de su eficacia se basa en la comprensión de las variables que controlan el proceso y en el conocimiento del mecanismo responsable de la separación de materia particulada del agua residual (Metcalf y Eddy, 2013, p. 283). De acuerdo con Romero (2004), los principales criterios de diseño para la eliminación de sólidos suspendidos mediante filtración en medio granular son (p. 669):

- Tasa de filtración
- Pérdida de carga disponible
- Medio, tamaño y configuración del lecho filtrante
- Dimensiones de las unidades de filtración

La filtración lenta en diversos medios granulares consiste en hacer pasar el efluente (bajo en sólidos de suspensión) por un lecho de medios filtrantes de diferente granulometría, distribuidos en capas alternantes con el objetivo de atrapar y retener los sólidos suspendidos que fluyen con el agua. Cabe recalcar que, para regresar el medio filtrante a su condición inicial, es necesario remover los sólidos adheridos a la

superficie del material granular del filtro mediante un flujo ascendente de agua o aire (Metcalf y Eddy, 2013, p. 284).

El filtro más ampliamente usado para remover sólidos suspendidos es el de grava y arena silíceo ( $\rho \sim 2,65 \text{ T m}^{-3}$ ) (Metcalf y Eddy, 2013, p. 765). En la Figura 3.4 se presenta un nomograma para la selección del medio filtrante según su granulometría.



**Figura 3.4.** Selección de la granulometría del medio filtrante en función del tamaño de partícula y % en peso acumulado que pasa la malla (Tejero, Suárez y Jácome, 2011, p. 5)

Las velocidades de filtración en este tipo de filtros son generalmente muy bajas, por lo que se requiere de una gran área de filtración para un flujo determinado. La superficie filtrante se determina mediante la ecuación 3.18 (Gomella y Guerrée, 1997, p. 112).

$$A_{\text{filtración}} = \frac{Q}{\vartheta_{\text{filtración}}} \quad [3.18]$$

Donde:

$A_{\text{filtración}}$ : Superficie de filtración ( $\text{m}^2$ )

$\vartheta_{\text{filtración}}$ : Tasa de filtración ( $\text{m d}^{-1}$ )

Q: Caudal de diseño ( $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$ )

En la Tabla 3.11 se presentan las características físicas y de funcionamiento de filtros de medio granular lento para diferentes capas de material filtrante.

**Tabla 3.11.** Criterios de diseño para filtros en medio granular de grava y arena

Parámetro		Intervalo	Valor típico
<b>Grava gruesa</b>	Profundidad (m)	--	0,20
<b>Fondo falso</b>	Profundidad (m)	--	0,20
<b>Grava</b>	Profundidad (m)	--	0,10
<b>Grava fina</b>	Profundidad (m)	--	0,10
<b>Arena</b>	Profundidad (m)	0,25 – 0,30	0,28
	Tamaño efectivo (mm)	0,35 – 0,60	0,45
	Coefficiente de uniformidad	1,2 – 1,6	1,5
<b>Altura del drenaje (incluye capa de grava gruesa) (m)</b>		0,3 – 0,5	--
<b>Altura de agua sobrenadante (m)</b>		0,8 – 1,0	--
<b>Turbidez (NTU)</b>		< 80,0	--
<b>Tasa de filtración (<math>\text{m d}^{-1}</math>)</b>		2,4 – 9,6	8,0
<b>Periodo de operación (<math>\text{h d}^{-1}</math>)</b>		--	24,0
<b>% Factor de seguridad sobre el área de filtración*</b>		--	20,0

\*(Peters et al., 1991, p. 39; Romero, 2004, p. 672)

Es conveniente tener varios filtros que puedan funcionar de forma alterna, ya sea por limpieza o maduración. Según Gomella y Guerrée (1997), el número de filtros necesarios se determina mediante la ecuación 3.19 (p. 112).

$$n \approx \frac{1}{4} * \sqrt{Q} \quad [3.19]$$

Donde:

n: Número de filtros (donde  $n \geq 2$  como mínimo)

Q: Caudal de diseño ( $m^3 h^{-1}$ )

El drenaje puede estar conformado por un dren principal de cerámica, concreto o PVC con orificios de 2 a 4 mm de diámetro separados 0,20 m de centro a centro, conectado a varios drenes laterales separados 2,5 m entre sí. La velocidad límite en cualquier punto de estos no sobrepasará los  $0,30 m s^{-1}$  (Tejero et al., 2011, p. 7).

### 3.5.1. DETERMINACIÓN DE LA EFICIENCIA DE FILTRACIÓN

Según McCabe et al. (2007), la eficiencia del proceso de filtración en medios granulares se estima a través de la turbidez del efluente, tal como se expresa en la ecuación 3.20 (p. 1082).

$$\% E_{\text{filtración}} = \frac{\alpha_{\text{afluente}} - \alpha_{\text{efluente}}}{T_{\text{afluente}}} * 100 \quad [3.20]$$

Donde:

$E_{\text{filtración}}$ : Eficiencia de filtración

$\alpha_{\text{afluente}}$ : Turbidez del afluente (NTU)

$\alpha_{\text{efluente}}$ : Turbidez del efluente (NTU)



### 3.6. CRITERIOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO

#### 3.6.1. PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO EN EQUIPOS

La fijación de la temperatura y la presión de diseño de un sistema influye directamente en la seguridad, confiabilidad y economía de la planta. Además, su determinación permite el correcto diseño mecánico y selección de material para la maquinaria (American Society of Mechanical Engineers, 2010, p. 13).

La presión de diseño en equipos está normalmente basada en la presión máxima de operación más un rango de diseño dado generalmente por la diferencia entre la presión de alivio del sistema y la de operación máxima (PDVSA, 2014, p. 18).

La presión de operación máxima se establece a través de las condiciones más severas que ocurrirán en cualquier fase del proceso (debe ser al menos 5 % mayor que la presión de operación), esto incluye arranques, paradas, operaciones alternadas, requerimientos de control, flexibilidad de operación y perturbaciones del proceso (PDVSA, 2014, p. 18). En la Tabla 3.12 se presentan los criterios de selección de presión de diseño con base en la presión de operación máxima del proceso para reactores sometidos a presión.

**Tabla 3.12.** Presión de operación y diseño para reactores a presión

<b>P<sub>Operación máx.</sub></b> <b>(psig)</b>	<b>P<sub>Diseño</sub></b> <b>(psi)</b>
< 250	$P_{\text{Operación máx.}} + 25$
250 - 580	$110 \% \cdot P_{\text{Operación máx.}}$
580 - 1160	$P_{\text{Operación máx.}} + 58$
1160	$105 \% \cdot P_{\text{Operación máx.}}$

(Farr y Jawad, 2010; PDVSA, 2014, p. 18)

La temperatura de diseño de los equipos a presión corresponde al más crítico estado de temperatura y presión simultáneo, al que va a estar sujeto el sistema. Esta

temperatura establece los niveles de esfuerzo máximo de diseño y los espesores mínimos del material requeridos (PDVSA, 2014, p. 6).

Según Sinnott (2005), generalmente se asigna a la máxima (o mínima) temperatura de operación normal un margen de diseño, mismo que está en función del proceso y maquinaria a utilizar. La temperatura de diseño debe incluir además cualquier condición alternativa de trabajo (arranque, parada y/o limpieza) (p. 68). En la Tabla 3.13 se presentan las principales relaciones de temperatura de operación máxima y de diseño de acuerdo con la Guía de Diseño ASME sección VIII División 1.

**Tabla 3.13.** Temperatura de operación máxima y de diseño para reactores a presión

<b>T<sub>Operación máx.</sub></b> <b>(°F)</b>	<b>T<sub>Diseño</sub></b> <b>(°F)</b>
120 - 650	$T_{\text{Operación máx.}} + 50$
650 - 850	$0,9 \cdot T_{\text{Máx. fluido}}$ (accesorios no aislados)
	$T_{\text{Máx. fluido}}$ (accesorios aislados)
> 850	650

(Farr y Jawad, 2010; PDVSA, 2014, p. 6)

De la misma forma, en la Tabla 3.14 se indica la temperatura de diseño requerida para recipientes a presión atmosférica.

**Tabla 3.14.** Temperatura de diseño para reactores a presión atmosférica

<b>Equipo</b>	<b>T<sub>Diseño</sub></b>
Tanque sin refrigeración	$T_{\text{Máx. fluido}} / T_{\text{amb (mayor)}}$
Tanque con refrigeración	$T_{\text{Mín. almacenamiento}}$

(PDVSA, 2014, p. 8)

### 3.6.2. PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO EN TUBERÍAS

Los criterios de diseño para sistemas de tuberías son manejados comúnmente bajo las normas American Society of Mechanical Engineers Cód. B31.3 y PDVSA Cód. MDP-01-DP-01 (ASME, 2010; PDVSA, 2014).

De acuerdo con la norma ASME B31.3 (2010), la presión de diseño deberá cumplir con los estándares presentados en la Tabla 3.15 (p. 20).

**Tabla 3.15.** Presión de diseño para un sistema de tuberías

<b>Tubería</b>		<b>P<sub>Diseño</sub></b>
Con alivio de presión (AP)	Línea de conducción	$P_{set} + \Delta H_s^*$
Sin alivio de presión (AP)	Línea de conducción	$1,10 \cdot P_{Operación\ máx.}$
	Bloqueo de bomba	$1,10 \cdot P_{Operación\ máx.}\text{ descarga.}$

\*  $\Delta H_s$  se refiere al cabezal estático total  
(PDVSA, 2014, p. 24)

Los requisitos para determinar la temperatura de diseño en tuberías se indican en la Tabla 3.16.

**Tabla 3.16.** Temperatura de diseño para un sistema de tuberías

<b>Tubería</b>		<b>T<sub>Diseño</sub></b>
Con aislante externo		$T_{Operación\ máx.}$
		$T_{Operación} + 50\text{ }^\circ\text{F}$
Sin aislante externo	Tuberías, válvulas y accesorios para soldar	$1,05 \cdot T_{Operación\ máx.}$
	Bridas de línea y accesorios con bridas	$1,10 \cdot T_{Operación\ máx.}$

(PDVSA, 2014, p. 8)

## 4. DISEÑO DE LA PLANTA

La planta de tratamiento de efluentes cianurados se dimensionó con base en la aplicación del proceso de oxidación avanzada, que combina  $O_3$  con  $H_2O_2$  sobre muestras de efluentes líquidos provenientes del proceso de cianuración de la concesión minera en estudio. La caracterización fisicoquímica pre y pos-tratamiento del efluente industrial se incluye en el Anexo AI.

El diseño del proceso se estableció sobre las mejores condiciones de operación (pH, dosificación de ozono, concentración de peróxido de hidrógeno y tiempo de contacto) determinadas por Muñoz et al. (2018) en su proyecto: *“Combined Treatment Using Ozone For Cyanide Removal From Wastewater: A Comparison”*.

### 4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES (BPD) Y DIAGRAMA DE FLUJO (PFD)

Una vez realizados los balances de masa y energía en el sistema de tratamiento, se elaboraron los diagramas de proceso BPD y PFD con base en el Manual de Diseño de Ingeniería de PDVSA y bajo las normas ANSI/ISA-S5.4 (American National Standard Institute, 1991; PDVSA, 2010).

En la Figura 4.1 se presenta el diagrama de bloques utilizado para el tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$ . Esta breve representación gráfica del proceso incluye las condiciones normales de operación tales como: presión y temperatura, tasas de flujo y composición másica en cada una de las corrientes.

El diagrama de flujo, además de las condiciones de operación normal, contiene información sobre el balance de masa, especificaciones de los equipos principales y sistemas de control básico en cada etapa del proceso (ver Anexos AVII y AVIII, respectivamente). En las Figuras 4.2, 4.3 y 4.4 se presentan los PFDs correspondientes a la planta de tratamiento de efluentes.

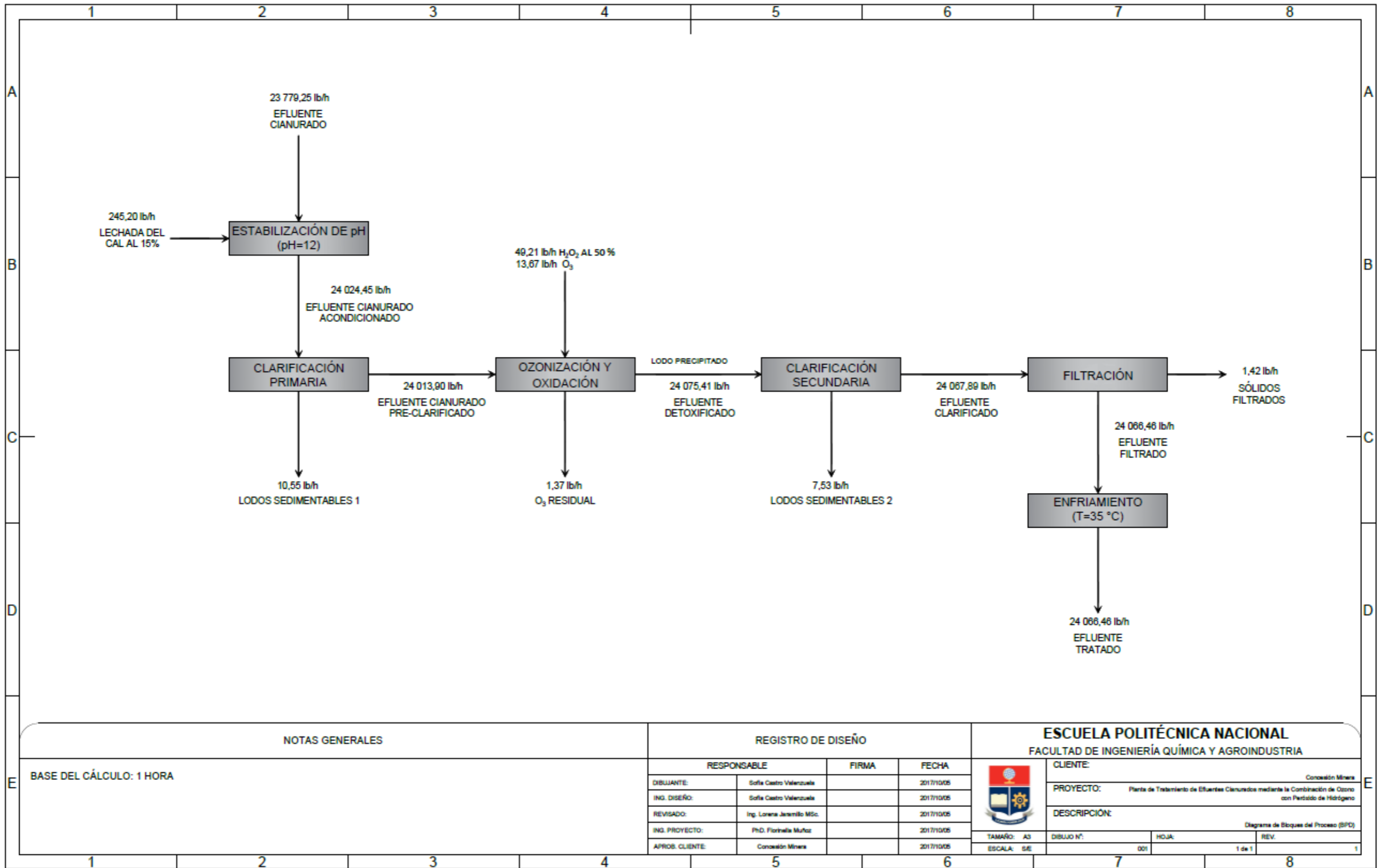


Figura 4.1. Diagrama de bloques de la planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

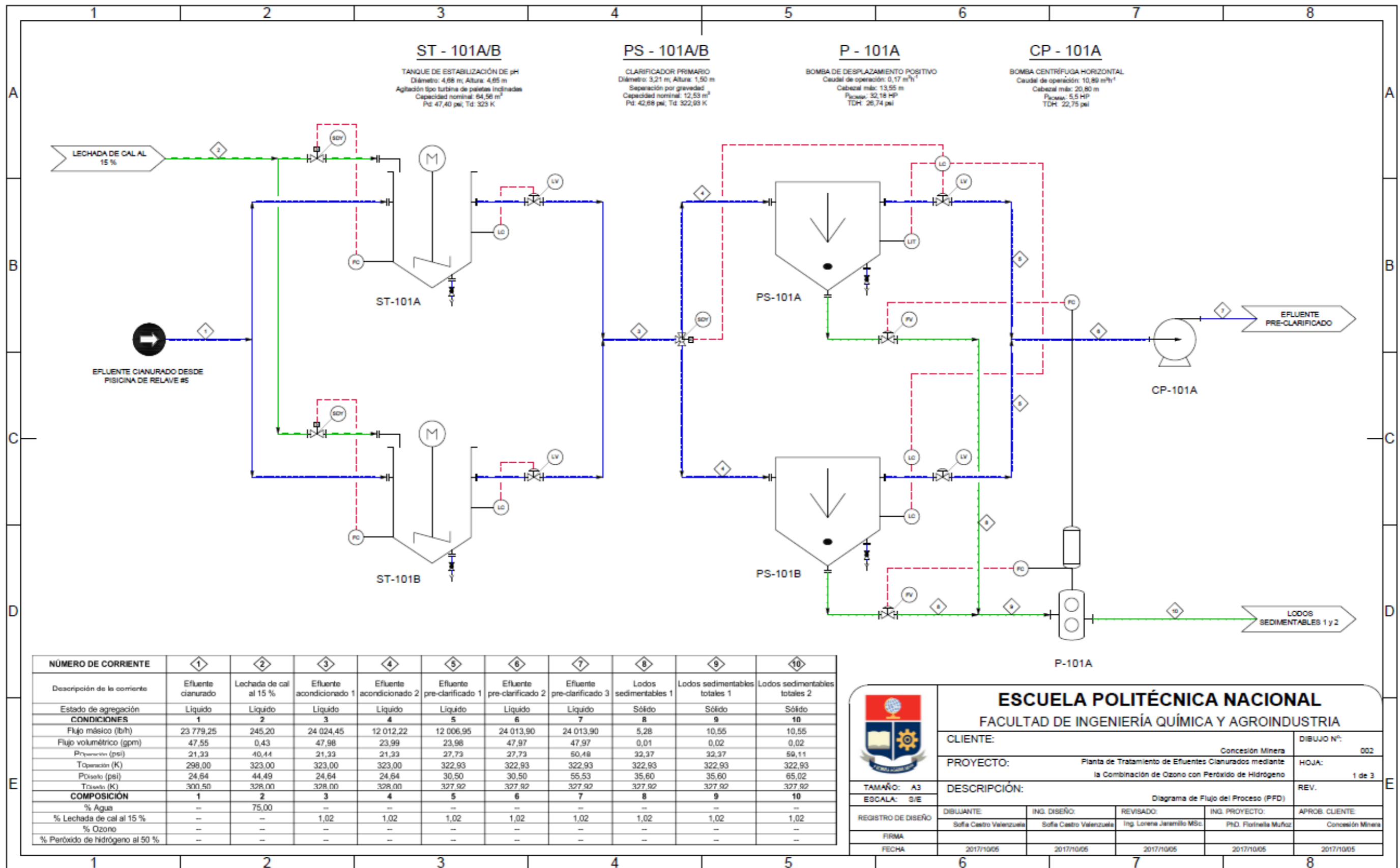


Figura 4.2. Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 1





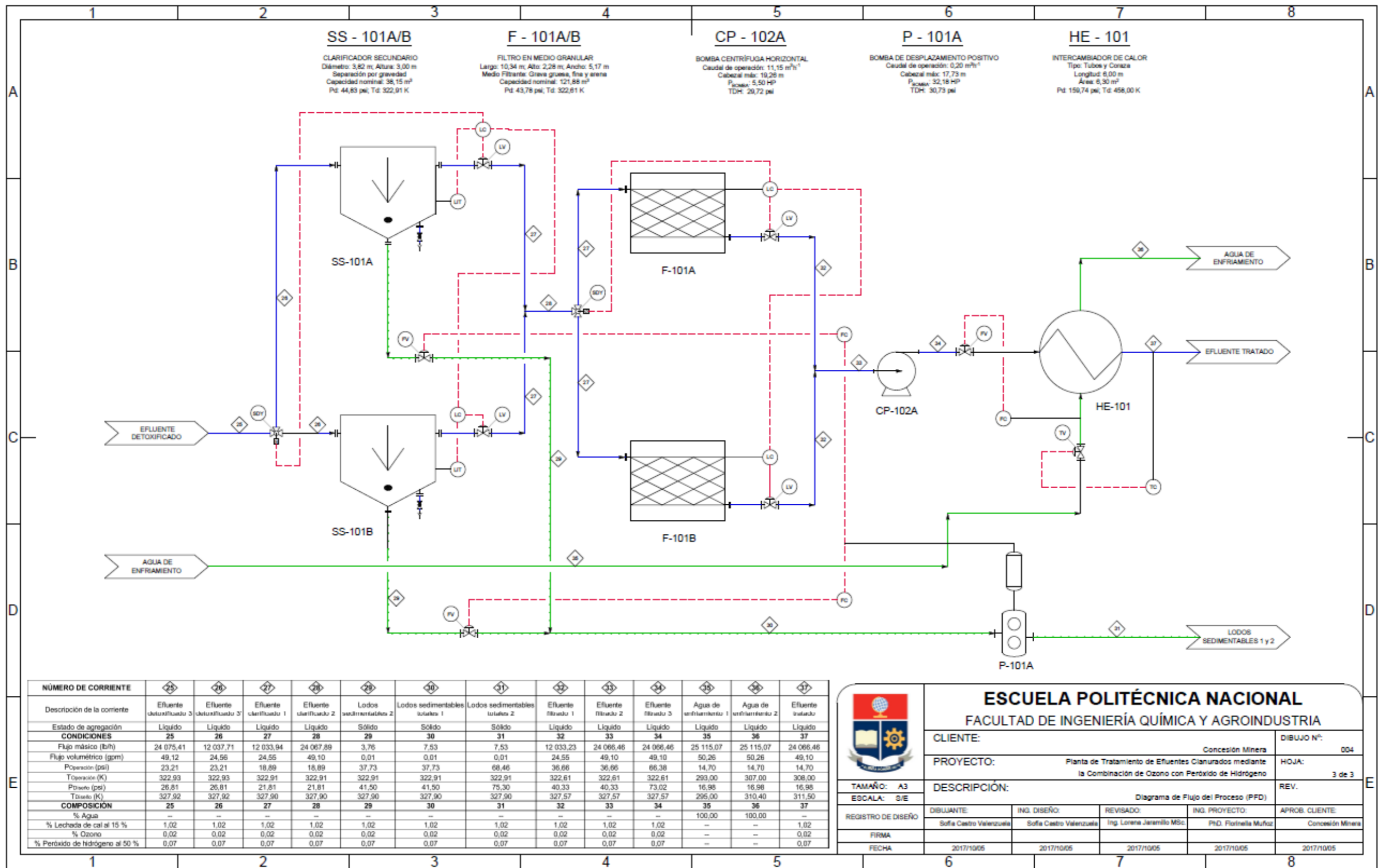


Figura 4.4. Diagrama de flujo de la planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 3



## 4.2. BALANCE DE MASA

Con base en la caracterización fisicoquímica de la muestra presentada en la Tabla AI.1 del Anexo AI, se establecieron los procesos para la detoxificación del efluente industrial. La línea de tratamiento partió de una estabilización de pH ( $\geq 12$ ), seguida de una clarificación primaria, ozonización y oxidación simultánea, clarificación secundaria, filtración y enfriamiento del efluente. Para los procesos de sedimentación se determinó experimentalmente los sólidos totales, disueltos, sedimentables y suspendidos del efluente mediante los Anexos AII, AIII, AIV y AV, respectivamente.

La capacidad de procesamiento de la planta se determinó a partir de  $259,20 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  de efluente cianurado proveniente de la concesión minera. Con el fin de facilitar los cálculos en el balance de masa, se tomó como base de cálculo una hora de producción y se analizó cada uno de los procesos del sistema de manera consecutiva e individual. En la Tabla 4.1 se indican los resultados obtenidos del balance de masa realizado en cada una de las etapas de la planta de tratamiento. Los cálculos correspondientes se detallan en el Anexo AVI.

**Tabla 4.1.** Resultados del balance de masa para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$

No. Corriente	Descripción	Flujo másico ( $\text{lb h}^{-1}$ )	Flujo volumétrico (gpm)
1	Efluente cianurado procedente de relave	23 779,25	47,55
2	Lechada de cal al 15 %	245,20	0,43
3	Efluente acondicionado 1	24 024,45	47,98
4	Efluente acondicionado 2	12 012,22	23,99
5	Efluente pre-clarificado 1	12 006,95	23,98
7	Efluente pre-clarificado 3	24 013,90	47,97
8	Lodos sedimentables 1	5,28	0,01
10	Lodos sedimentables totales 2	10,55	0,02
12	Peróxido de hidrógeno al 50 % total 2	49,21	0,08
16	Ozono total	13,67	12,78

**Tabla 4.1.** Resultados del balance de masa para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (continuación ...)

19	Ozono residual total	1,37	1,28
27	Efluente clarificado 1	12 033,94	24,55
28	Efluente clarificado 2	24 067,89	49,10
29	Lodos sedimentables 2	3,76	0,01
31	Lodos sedimentables totales 2	7,53	0,01
32	Efluente filtrado 1	12 033,23	24,55
34	Efluente filtrado 3	24 066,46	49,10
35	Agua de enfriamiento 1	25 115,07	50,26
36	Agua de enfriamiento 2	25 115,07	50,26
37	Efluente tratado	24 066,46	49,10
<b>Por etapas de contactores</b>			
<b>Etapas 1</b>			
17	Ozono	4,56	4,26
13	Peróxido de hidrógeno al 50 % 1	16,40	0,03
20	Efluente cianurado + Peróxido de hidrógeno 1	24 030,30	48,00
21	Efluente detoxificado 1	24 034,40	49,03
18	Ozono residual	0,46	0,43
<b>Etapas 2</b>			
17	Ozono	4,56	4,26
14	Peróxido de hidrógeno al 50 % 2	16,40	0,03
22	Efluente detoxificado 1 + Peróxido de hidrógeno 2	24 050,81	49,06
23	Efluente detoxificado 2	24 054,91	49,07
18	Ozono residual	0,46	0,43
<b>Etapas 3</b>			
17	Ozono	4,56	4,26
15	Peróxido de hidrógeno al 50 % 3	16,40	0,03
24	Efluente detoxificado 2 + Peróxido de hidrógeno 3	24 071,31	49,10
25	Efluente detoxificado 3	24 075,41	49,12
26	Efluente detoxificado 3'	12 037,71	24,56
18	Ozono residual	0,46	0,43

En la mayoría de los procesos industriales, resulta más económico que las operaciones sean continuas con un mínimo de alteraciones y paradas (períodos de carga y descarga), esto evita el deterioro y mal funcionamiento de los equipos, en este caso, del generador de ozono (Langlais et al., 1991, p. 345).

### **4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN**

La planificación del tratamiento del proyecto se preparó con base en la capacidad de la planta, tiempos de operación, sistemas de almacenamiento y equipos de producción. Además, los horarios de trabajo se han previsto para una jornada laboral de 24 h al día en 3 turnos rotativos de 8 h de acuerdo con la planta de beneficio ya establecida.

La preparación del cronograma y la administración de procesos se basaron en dos métodos estadísticos de evaluación y revisión de proyectos: PERT (Project Evaluation and Review Technique) - CPA (Critical Path Analysis) y Diagrama de Gantt (Olalde, 2006).

#### **4.3.1. MÉTODO PERT**

De acuerdo con Chinneck (2016), esta técnica permite la representación gráfica del proyecto dentro de un plan en red con base en la secuencia de actividades y tiempos de ejecución. La planificación con PERT sigue 3 pasos fundamentales (p. 2).

##### **4.3.1.1. Identificación de actividades del proyecto**

Dentro de esta etapa, se realizó el reconocimiento de todas las actividades, interrelaciones, sucesiones y reglas de precedencia involucradas en la línea de detoxificación del efluente.

#### 4.3.1.2. Determinación del tiempo esperado y varianza en cada actividad

El tiempo esperado y la varianza se calcularon con base en las ecuaciones 4.1 y 4.2, respectivamente (Chinneck, 2016, p. 6).

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

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

Donde:

$T_e$ : Tiempo esperado

$T_{\text{optimista}}$ : Tiempo más corto en que una actividad puede completarse

$T_{\text{pesimista}}$ : Tiempo más largo que una actividad pueda requerir

$T_{\text{normal}}$ : Tiempos de residencia en cada proceso

$\sigma^2$ : Varianza

Además de la información obtenida, se realizó la determinación probabilística de la desviación estándar ( $\sigma$ ) mediante la relación 4.3 (Schwalbe, 2007, p. 44).

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

A partir del cálculo de estas medidas de dispersión, se determinó la incertidumbre de culminación del proyecto de acuerdo con el programa. En la Tabla 4.2 se presenta la secuencia de todas las actividades del proyecto, así como también, los tiempos optimista, pesimista, normal y esperado, varianza y desviación estándar de cada etapa.

**Tabla 4.2.** Tiempos estimados, varianza y desviación estándar para cada actividad de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Etiqueta	Actividad	Precedencia	Tiempo optimista (h)	Tiempo normal (h)	Tiempo pesimista (h)	Tiempo esperado (h)	Varianza $\sigma^2$	Desviación estándar $\sigma$
<b>Proceso de detoxificación</b>								
A	Estabilización de pH	-	2,00	2,30	4,00	2,53	0,11	0,33
B	Clarificación primaria	A	1,00	1,15	2,50	1,35	0,06	0,25
C	Ozonización y oxidación	B y L	1,40	1,40	2,00	1,50	0,01	0,10
D	Clarificación secundaria	C	3,00	3,42	4,00	3,45	0,03	0,17
E	Filtración	D	9,11	9,11	10,00	9,26	0,02	0,15
F	Enfriamiento	E	0,30	1,00	1,00	0,88	0,01	0,12
<b>Proceso auxiliar de producción de ozono</b>								
G	Filtración de aire	-	0,10	0,50	1,00	0,52	0,02	0,15
H	Compresión	G	0,10	0,50	1,00	0,52	0,02	0,15
I	Enfriamiento	H	0,10	1,00	1,00	0,85	0,02	0,15
J	Secado refrigerante	I	1,00	2,00	3,00	2,00	0,11	0,33
K	Secado	J	1,00	2,00	3,00	2,00	0,11	0,33
L	Generación de ozono	K	0,10	1,00	1,00	0,85	0,02	0,15
<b>Total</b>							0,54	2,38

### 4.3.1.3. Elaboración del diagrama reticular de PERT

Los diagramas AON (Activity On Node) son un conjunto de puntos (nodos) que representan las tareas de un proyecto seguidas del orden en que deben ejecutarse (Olalde, 2006). En la Figura 4.5 se presenta el esquema de cada nodo utilizado en el diagrama de red de la planta de tratamiento de efluentes cianurados.



**Figura 4.5.** Términos y convenciones utilizados en el diagrama de red para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (Olalde, 2006)

Donde:

- FPi: Fecha más pronto de inicio ( $FP_{i \text{ inicial}} = 0$ )
- FPf: Fecha más pronto de finalización
- FTi: Fecha más tarde de inicio
- FTf: Fecha más tarde de finalización ( $FT_{f \text{ inicial}} = FP_{fn}$ )
- MT: Margen total
- ML: Margen libre

La determinación de cada parámetro se realiza a través de las ecuaciones 4.4 - 4.9 (Chinneck, 2016, pp. 3-5).

- Fecha más pronto de inicio:

$$FPi_n = FPf_{n-1} + 1 \quad [4.4]$$

- Fecha más pronto de finalización:

$$FPf_n = FPi_n + Te_n \quad [4.5]$$

- Fecha más tarde de finalización:

$$FTf_n = FTi_{n-1} - 1 \quad [4.6]$$

- Fecha más tarde de inicio:

$$FTi_n = FTf_n - Te_n + 1 \quad [4.7]$$

- Margen total:

$$MT = FTi_n - FPi_n \quad [4.8]$$

- Margen libre:

$$ML = FPi_{n-1} - FPi_n - Te_n \quad [4.9]$$

Con base en el cálculo de las fechas tempranas y tardías de inicio y finalización en cada actividad, y tiempos de residencia de los procesos, se construyó la gráfica PERT del proyecto presentada en la Figura 4.6.

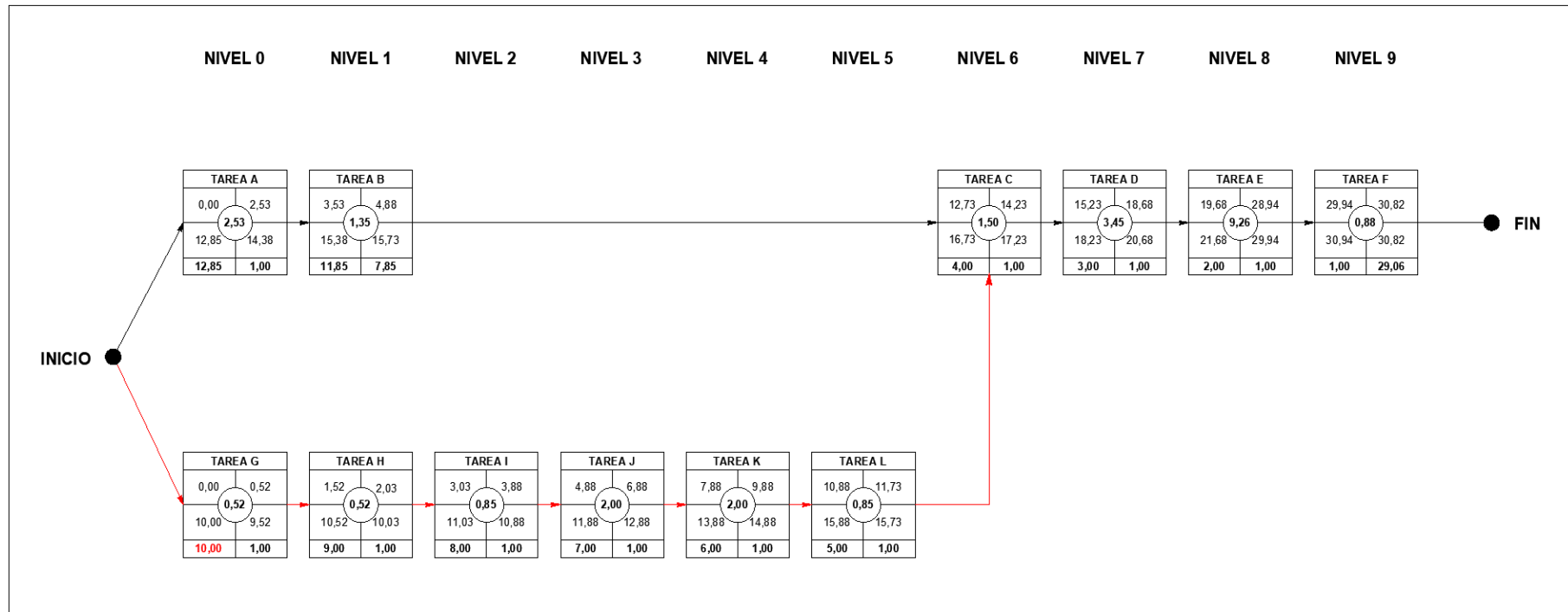


Figura 4.6. Gráfica PERT para el desarrollo de actividades de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$



A partir del diagrama de red se definieron las actividades críticas del proyecto en función del menor margen total en cada tarea (C, D, E, F, G, H, I, J, K, L) por lo que, la duración estimada para el proceso de detoxificación del efluente resultó ser de 21,83 h.

Finalmente, con base en la varianza y desviación estándar del proyecto, se determinó la probabilidad de finalización del mismo mediante la teoría de distribución normal expresada en la ecuación 4.10 (Schwalbe, 2007, p. 48).

$$z = \frac{x - \mu}{\sigma} \quad [4.10]$$

Donde:

- z: Probabilidad de finalización del proyecto
- $\mu$ : Duración estimada del proyecto dada por la ruta crítica
- x: Sumatoria del tiempo estimado de todas las actividades

Por lo tanto:

$$z = \frac{(24,00 - 21,83) \text{ h}}{\sqrt{1,80 \text{ h}}}$$

$$z = 1,62$$

De acuerdo con las tablas de distribución normal, para un valor de z igual a 1,62 la probabilidad de culminar el proyecto según lo planificado es de 94,72 %. Por ende, la planificación de producción propuesta cumple con el objetivo de determinar y gestionar de forma eficiente las diferentes etapas de la planta de tratamiento de efluentes cianurados.

Como última fase, en la Figura 4.7 se establece el cronograma de operación de la planta en el cual se indica la duración total del proyecto y la clasificación de las actividades según su criticidad.



#### 4.4. BALANCE DE ENERGÍA

En este apartado se determinó la cantidad de energía necesaria en cada una de las etapas de la planta de tratamiento con el fin de disminuir el desperdicio de energía, establecer el tipo de material más eficiente y estimar los costos de operación del proceso.

El balance energético al igual que el de materia es una derivación matemática de la ley de la conservación de energía (Primera Ley de La Termodinámica). Según Sinnott (2005), la ecuación general de balance de energía puede simbolizarse mediante la relación 4.11 (p. 63).

$$\Delta E_{\text{acm}} = -\Delta[(\hat{H}/\hat{U} + \hat{K} + \hat{P})m] + Q - W \pm E_{\text{RX}} \quad [4.11]$$

Donde:

$\Delta E_{\text{acm}}$ :	Acumulación en el sistema
Q:	Calor
W:	Trabajo
m:	Masa del sistema
$\Delta \hat{K}$ :	Variación de energía cinética
$\Delta \hat{P}$ :	Variación de energía potencial
$\Delta \hat{H}$ :	Variación de entalpía en sistemas abiertos
$\Delta \hat{U}$ :	Variación de energía interna en sistemas cerrados
$E_{\text{RX}}$ :	Generación o consumo de energía por reacción química

A partir de la ecuación 4.11, se establecieron las temperaturas de operación y los flujos de calor totales en cada unidad del proceso bajo las respectivas condiciones de trabajo. Los cálculos del balance energético se detallan en el Anexo AIX, mientras que los resultados se presentan en la Tabla 4.3.

**Tabla 4.3.** Resultados del balance de energía para cada etapa de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Proceso	Código de identificación	Temperatura final del efluente (°C)	Flujo de calor total (W)
Estabilización de pH	ST-101	50,00	-4,70×10 <sup>7</sup>
Clarificación primaria	PS-101	49,93	9,15×10 <sup>2</sup>
Ozonificación y oxidación Etapa 1	CR-101	49,93	3,19×10 <sup>2</sup>
Ozonificación y oxidación Etapa 2	CR-102	49,93	7,81×10 <sup>2</sup>
Ozonificación y oxidación Etapa 3	CR-103	49,93	7,99×10 <sup>2</sup>
Clarificación secundaria	SS-101	49,91	1,19×10 <sup>3</sup>
Filtración en medio granular	F-101	49,61	3,78×10 <sup>3</sup>
Intercambiador de calor	HE-101	35,00	1,86×10 <sup>5</sup>

Para el sistema de tuberías, la pérdida de energía mecánica se determinó con base en las pérdidas por fricción, pérdidas por accesorios y/o válvulas, cabezales de bomba y tipo de flujo. En la Tabla 4.4 se presentan las especificaciones técnicas de tuberías, válvulas y accesorios para la etapa principal de la planta de detoxificación.

**Tabla 4.4.** Especificaciones técnicas de diseño para las tuberías, válvulas y accesorios de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa principal

Sistema	Especificaciones		
	Tuberías	Válvulas	Accesorios
ST-101A/B – PS-101A/B	Longitud: 19,49 m Material: Fundición de hierro	Bola: 5 Check: 0	Codo 90°: 4 Tee estándar: 2
PS-101A/B – CR-101	Longitud: 22,97 m Material: Fundición de hierro	Bola: 7 Check: 1	Codo 90°: 3 Tee estándar: 1
CR-101 – CR-102	Longitud: 7,48 m Material: Ac. Inoxidable 316 L	Bola: 3 Check: 0	Codo 90°: 2 Tee estándar: 0
CR-102 – CR-103	Longitud: 7,48 m Material: Ac. Inoxidable 316 L	Bola: 3 Check: 0	Codo 90°: 2 Tee estándar: 0
CR-103 – SS-101A/B	Longitud: 28,12 m Material: Ac. Inoxidable 316 L	Bola: 3 Check: 0	Codo 90°: 2 Tee estándar: 1
SS-101A/B – F-101A/B	Longitud: 31,60 m Material: Acero al carbono	Bola: 5 Check: 0	Codo 90°: 4 Tee estándar: 2
F-101A/B – HE-101	Longitud: 12,62 m Material: Acero al carbono	Bola: 10 Check: 1	Codo 90°: 3 Tee estándar: 1

En la Tabla 4.5 se presentan las especificaciones técnicas de tuberías, válvulas y accesorios para el área de utilities de la planta de detoxificación.

**Tabla 4.5.** Especificaciones técnicas de diseño, construcción y material para las tuberías, válvulas y accesorios para el área de utilities de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$

Sistema	Especificaciones		
	Tuberías	Válvulas	Accesorios
<b>Dosificación de peróxido de hidrógeno</b>			
T-101 – CR-101	Longitud: 38,00 m Material: Aluminio	Bola: 5 Check: 1	Codo 90°: 3 Tee estándar: 0
T-101 – CR-102	Longitud: 41,71 m Material: Aluminio	Bola: 5 Check: 1	Codo 90°: 4 Tee estándar: 0
T-101 – CR-103	Longitud: 46,71 m Material: Aluminio	Bola: 5 Check: 1	Codo 90°: 4 Tee estándar: 0
<b>Drenaje de lodos</b>			
PS-101A/B	Longitud: 33,04 m Material: Fundición de hierro	Bola: 6 Check: 1	Codo 90°: 3 Tee estándar: 0
SS-101A/B	Longitud: 40,51 m Material: Fundición de hierro	Bola: 6 Check: 1	Codo 90°: 3 Tee estándar: 0
<b>Producción de lechada de cal</b>			
TK-101 – ST-101A/B	Longitud: 28,57 m Material: Fundición de hierro	Bola: 8 Check: 1	Codo 90°: 2 Tee estándar: 1
<b>Producción de ozono</b>			
AF-101 – C-101	Longitud: 7,50 m Material: Ac. Inoxidable 304	Bola: 1 Check: 0	Codo 90°: 1
C-101 – AC-101	Longitud: 7,50 m Material: Ac. Inoxidable 304	Bola: 1 Check: 1	Codo 90°: 1 Expansor: 1
AC-101 – RD-101	Longitud: 3,00 m Material: Ac. Inoxidable 304	Bola: 4 Check: 0	Codo 90°: 1 Reductor: 2
RD-101 – D-101A/B	Longitud: 3,00 m Material: Ac. Inoxidable 304	Bola: 1 Check: 0	Codo 90°: 1 Expansor: 1 Reductor: 1
D-101A/B – G-101	Longitud: 3,00 m Material: Ac. Inoxidable 304	Bola: 1 Check: 1	Codo 90°: 1 Expansor: 1

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

### **4.5.1. DISPOSICIÓN EN PLANTA (*LAYOUT*)**

La concesión minera cuenta con un área de 6 000 m<sup>2</sup> para la implementación de la planta de detoxificación, a orilla del río Calera. Con base en la localización del terreno y disponibilidad de servicios se estableció la disposición en planta por posición fija. En las Figuras 4.8, 4.9 y 4.10, se presentan las distribuciones preliminares de las instalaciones industriales (zona de operación, “utilities” y centros de control/campo administrativo) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados diseñada bajo la norma NRF-010-PEMEX (PEMEX, 2014).

Los espaciamientos mínimos se establecieron según la clasificación de peligrosidad (alto, intermedio y moderado) de cada unidad de proceso dentro del límite de batería. Los esquemas detallados sobre la localización de los equipos principales y auxiliares de la planta se presentan en las Figuras 4.11 y 4.12, respectivamente.

Cabe mencionar que el área de los “utilities” se encuentra conformado por los sistemas de generación de ozono, distribución de peróxido de hidrógeno y preparación de lechada de cal. Una correcta distribución de equipos y área de trabajo genera una mayor facilidad de ajuste a cambios de condiciones, disminuye retrasos en la producción y reduce el trabajo administrativo (Sinnott, 2005, p. 1 071).

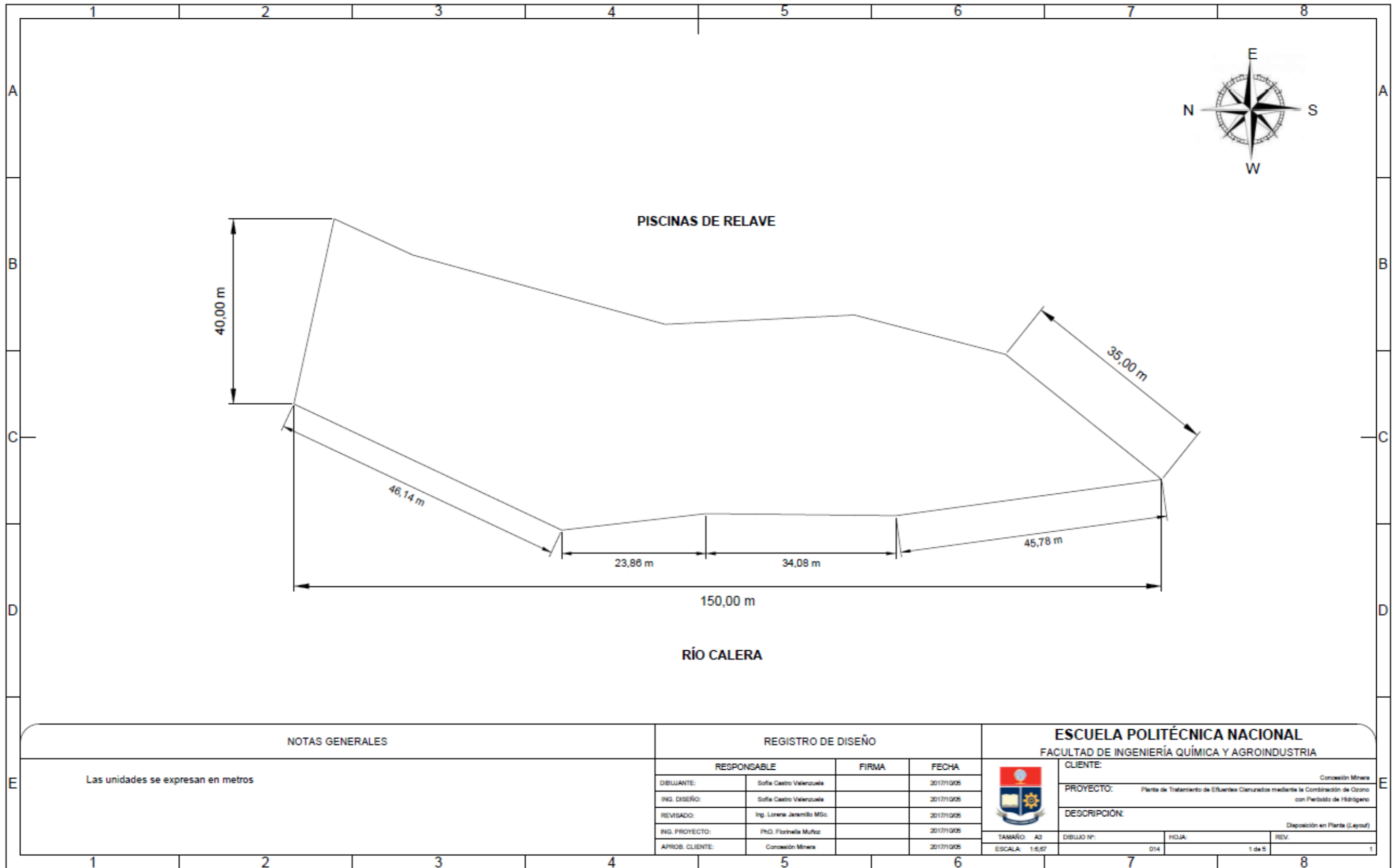


Figura 4.8. Layout preliminar de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

NOTAS GENERALES		REGISTRO DE DISEÑO			<b>ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL</b> FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA			
Las unidades se expresan en metros		RESPONSABLE		FIRMA	FECHA	CLIENTE:		
		DIBUJANTE:	Sofía Castro Valenzuela		2017/10/05	Concepción Minera		
		ING. DISEÑO:	Sofía Castro Valenzuela		2017/10/05	PROYECTO: Planta de Tratamiento de Efluentes Cianurados mediante la Combinación de Ozono con Peróxido de Hidrógeno		
		REVISADO:	Ing. Lorena Jaramillo MSc.		2017/10/05	DESCRIPCIÓN:		
		ING. PROYECTO:	PhD. Florinele Muñoz		2017/10/05	Deposición en Planta (Layout)		
APROB. CLIENTE:	Concepción Minera		2017/10/05	TAMAÑO: A3		DIBUJO N°:	HOJA:	REV.
				ESCALA: 1:5,67		014	1 de 5	1

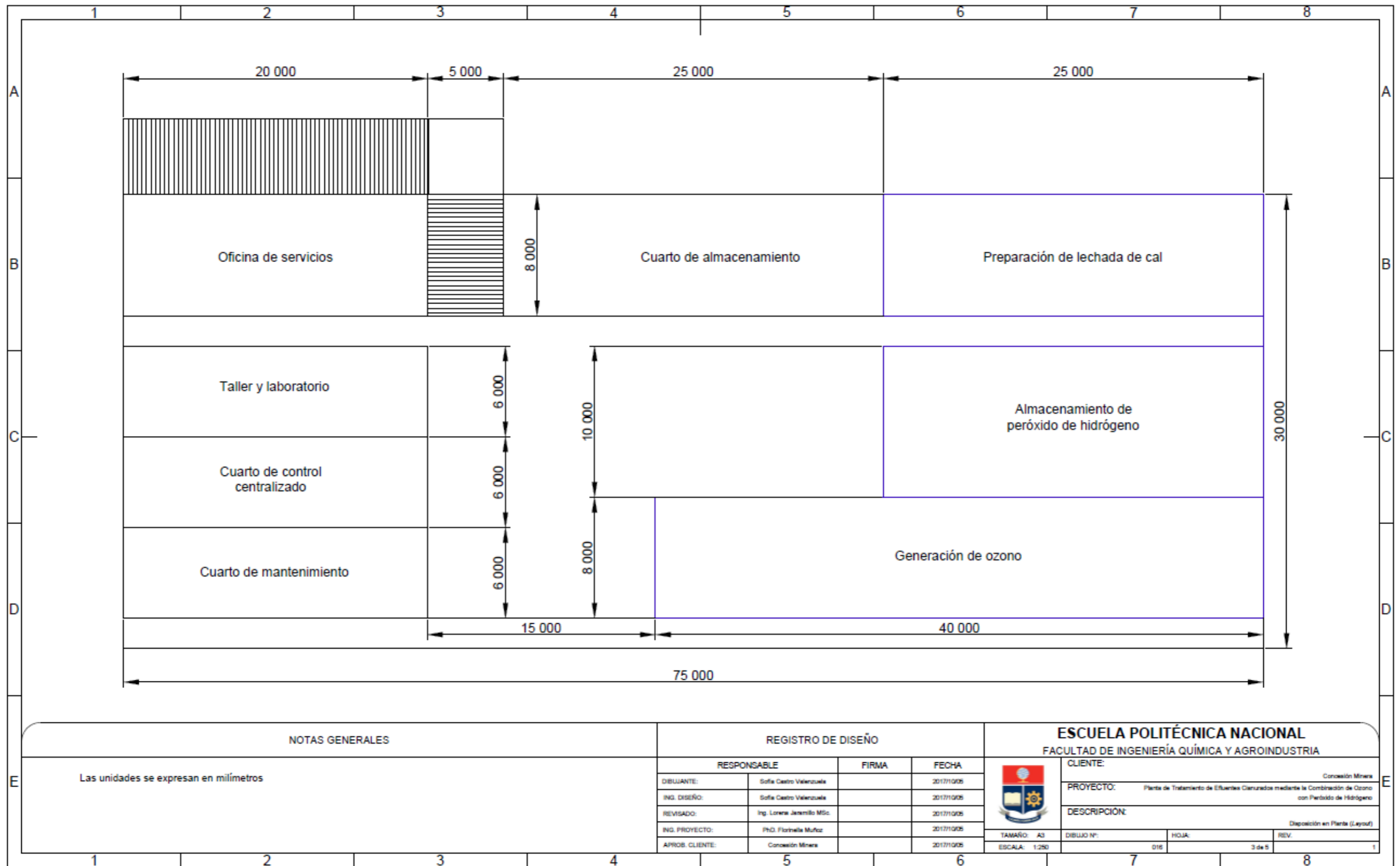


Figura 4.9. Layout preliminar del área de operación principal de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$



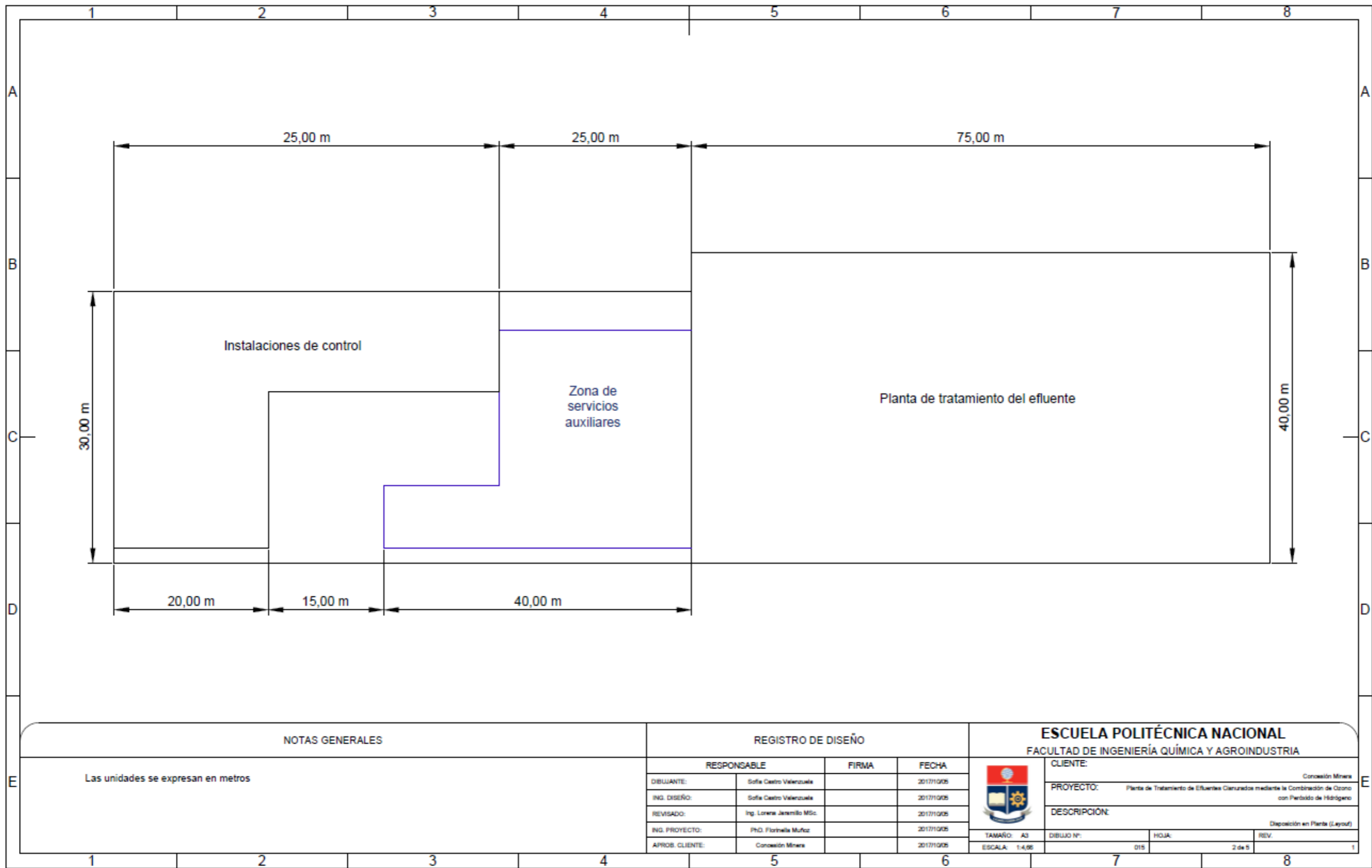


Figura 4.10. Layout preliminar del área de los “utilities” de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

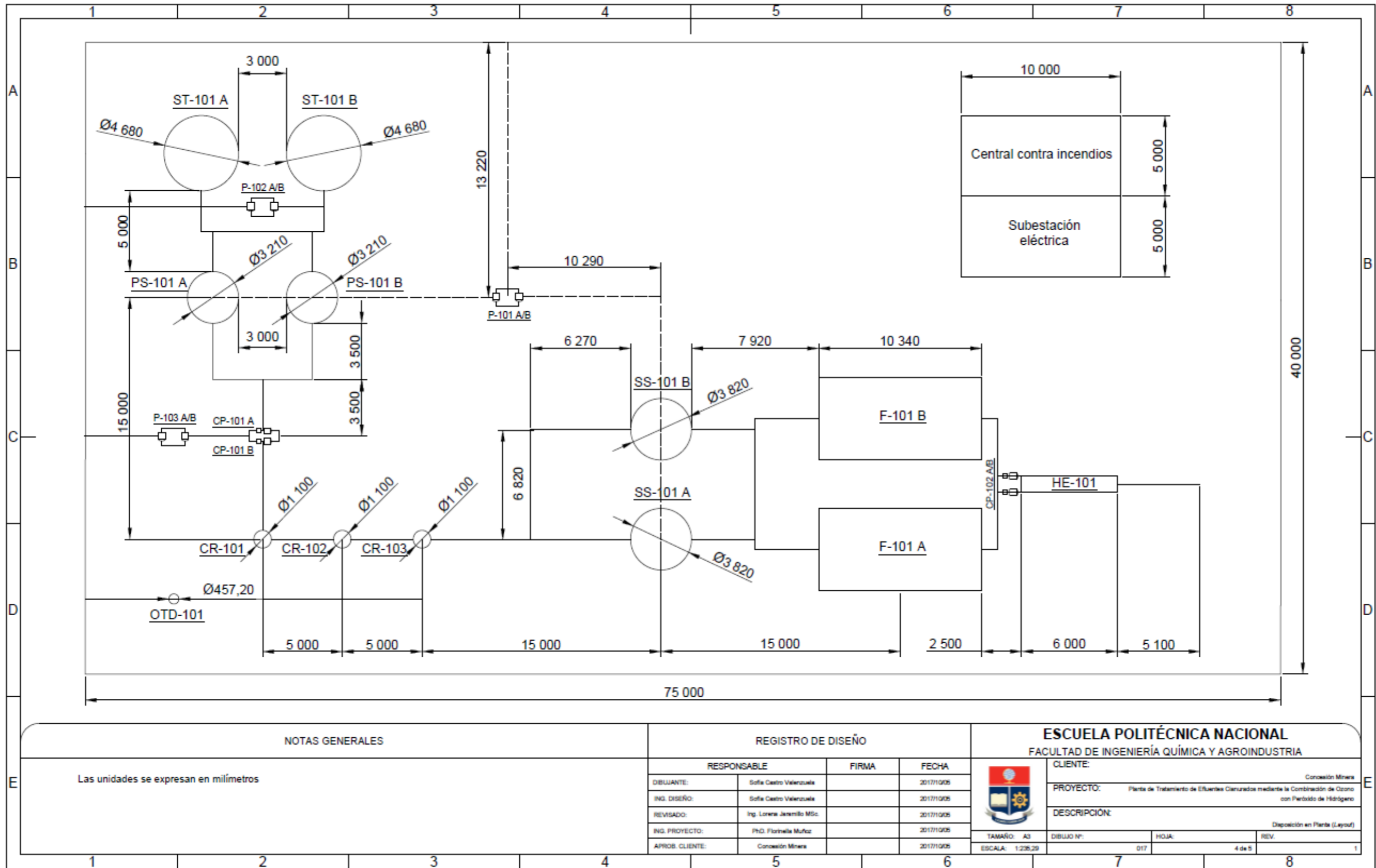


Figura 4.11. Layout del área de operación principal de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$

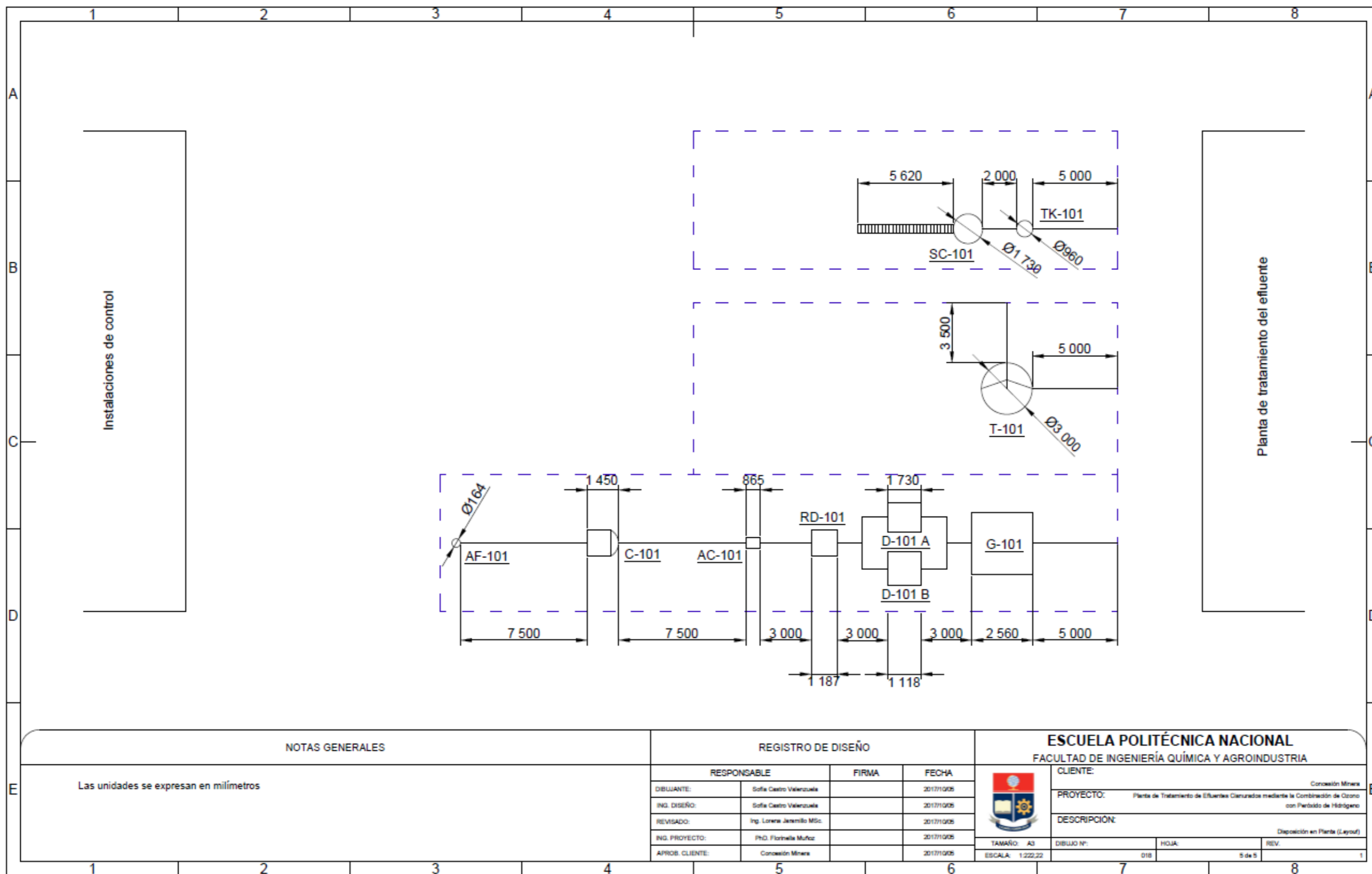
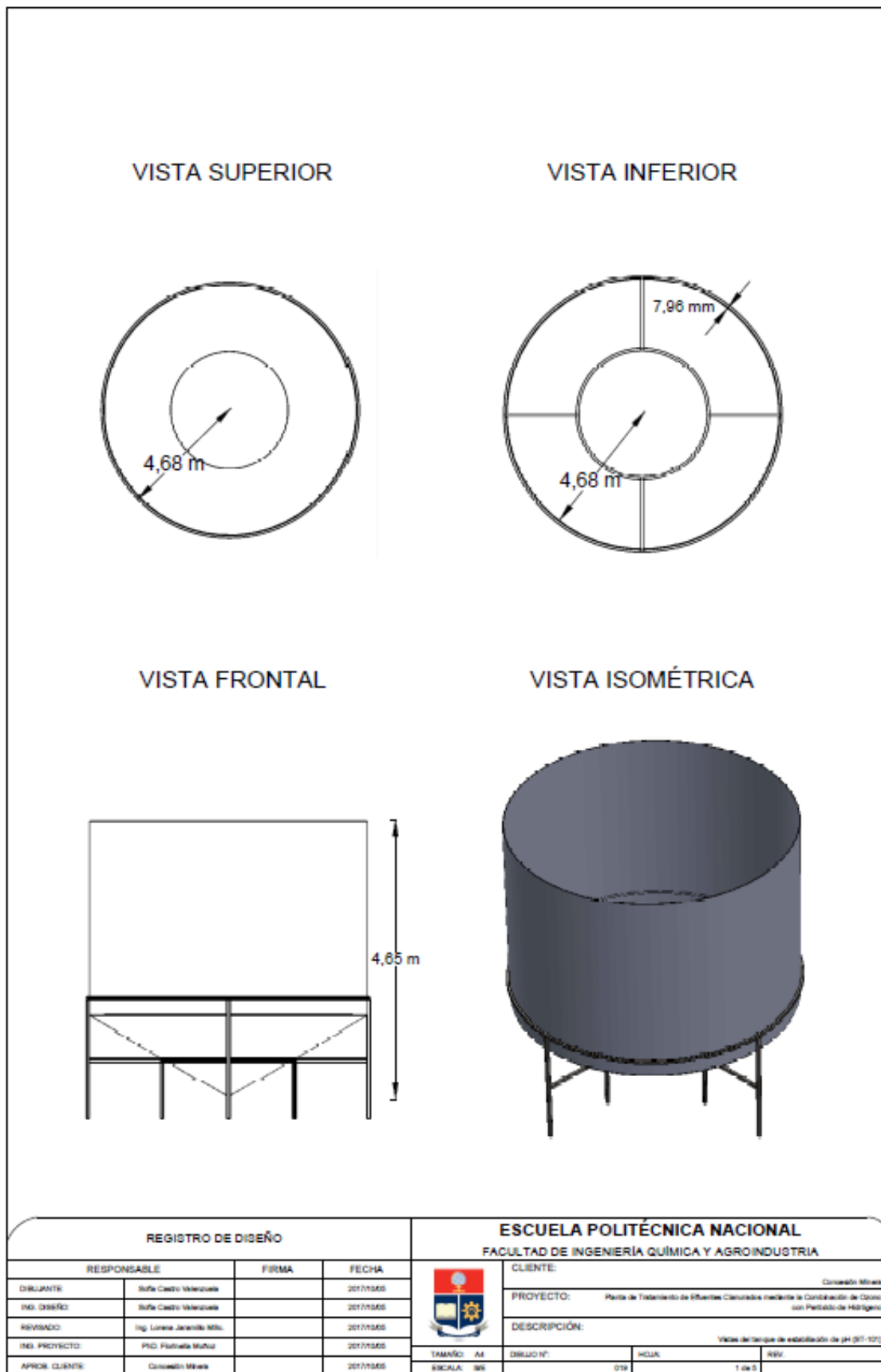


Figura 4.12. Layout del área de los “utilities” de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$

#### **4.5.2. PLANOS DE ELEVACIÓN (VISTAS)**

A partir de las especificaciones técnicas de diseño obtenidas del dimensionamiento del proceso, se realizó la representación gráfica de los equipos principales de la planta sobre un plano de elevación con diferentes vistas: superior, inferior, frontal e isométrica.

En las Figuras 4.13 a la 4.17 se presentan las vistas en elevación y corte de los equipos propuestos para la planta de tratamiento de efluentes cianurados, como son: tanque de estabilización de pH, clarificador primario, reactor de ozonización y oxidación, clarificador secundario y filtro en medio granular.



**Figura 4.13.** Plano de elevación del tanque de estabilización de pH (ST-101)



Figura 4.14. Plano de elevación del clarificador primario (PS-101)

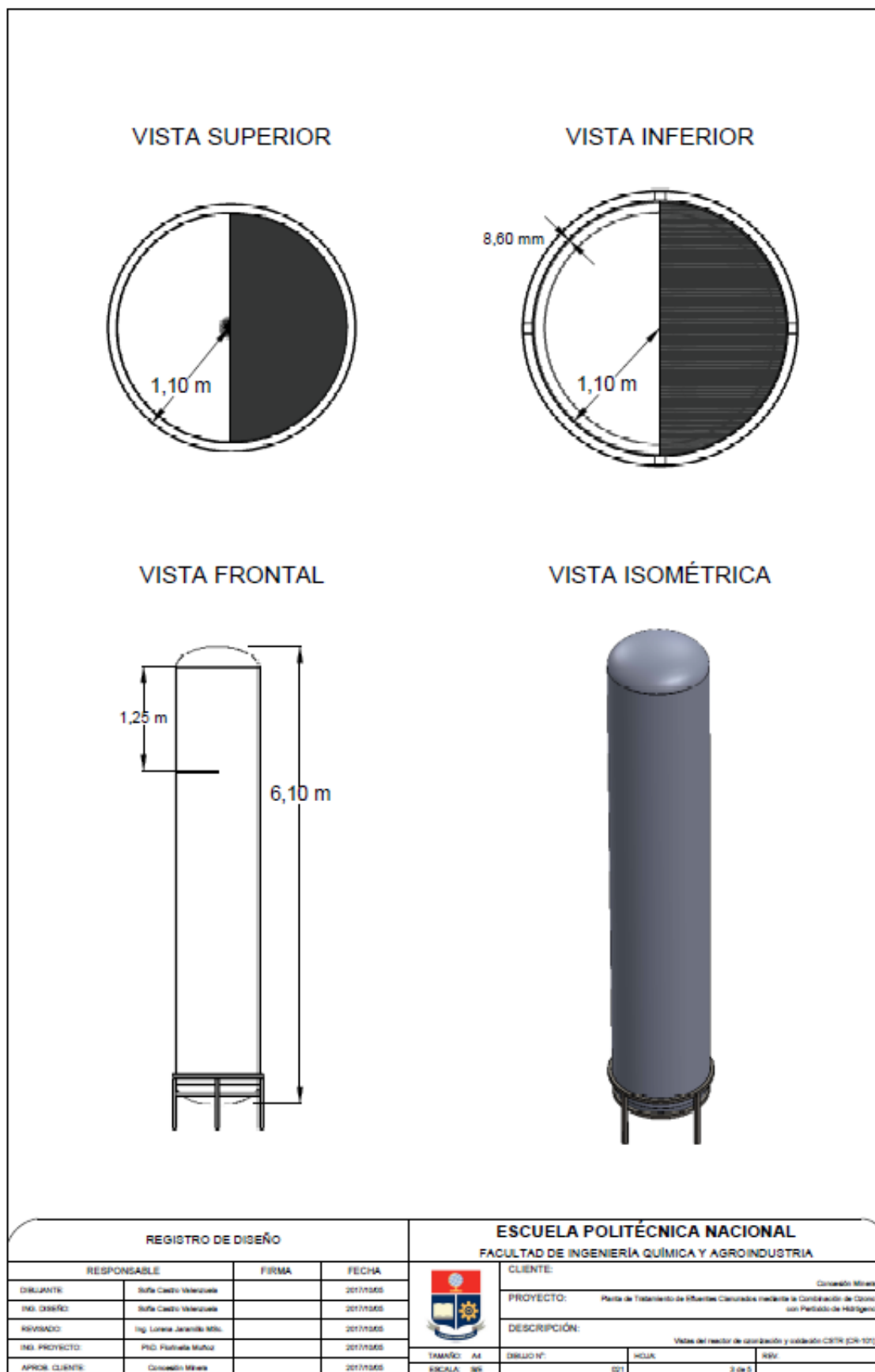
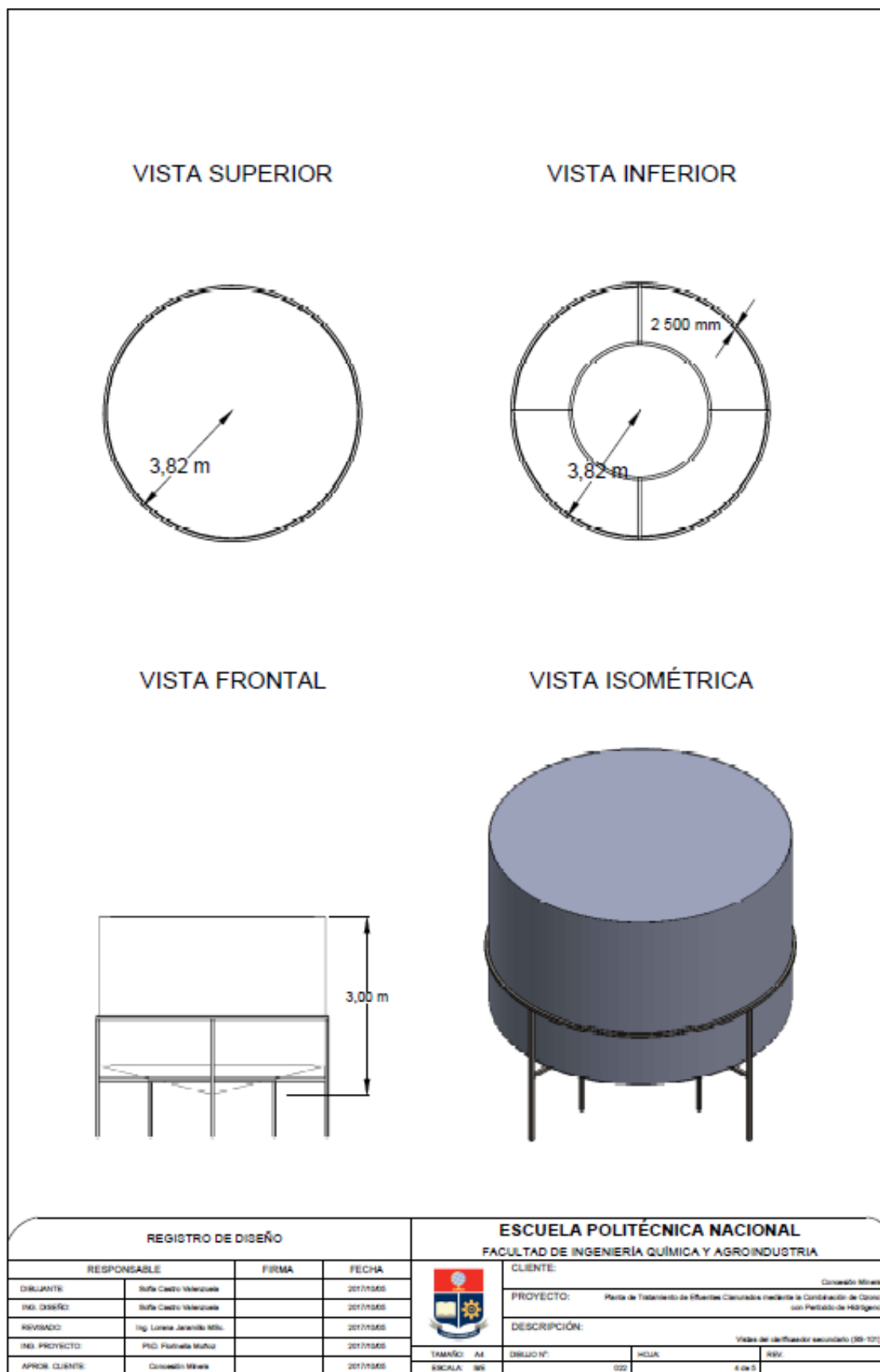
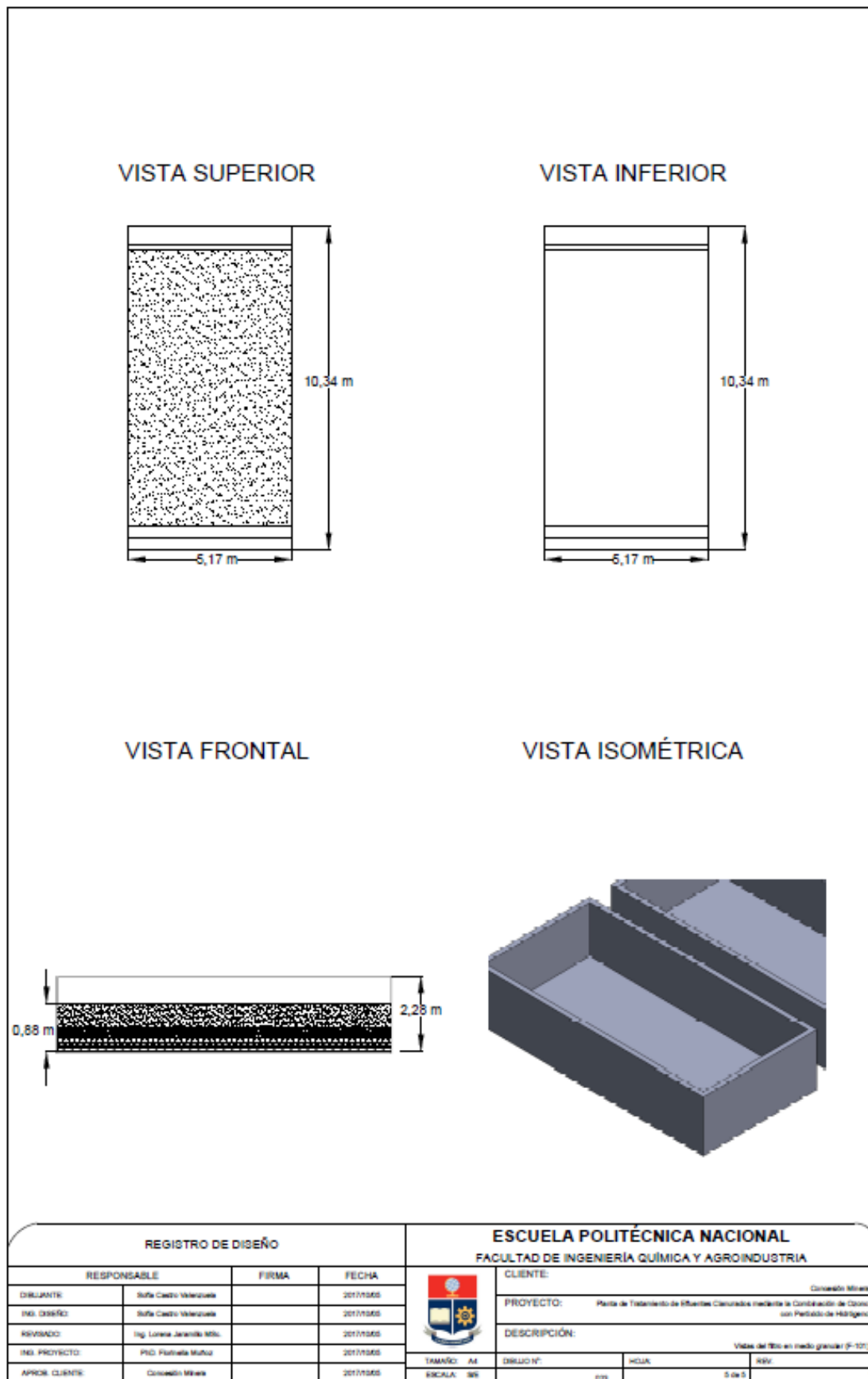


Figura 4.15. Plano de elevación de los rectores CSTR (CR-101/102/103)



**Figura 4.16.** Plano de elevación del clarificador secundario (SS-101)





**Figura 4.17.** Plano de elevación del filtro en medio granular (F-101)

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

Los diagramas de tuberías e instrumentación del proyecto fueron elaborados con base en el Manual de Diseño de Ingeniería de PDVSA y bajo las normas ANSI/ISA-S5.4 (ANSI, 1991; PDVSA, 2010). Estas representaciones gráficas del proceso se detallan a partir de la Figura 4.18 hasta la 4.27.

Cada diagrama mecánico de flujo presenta sistemas de control y automatización con el fin de garantizar y mantener el correcto funcionamiento de la planta. Además, incluyen especificaciones sobre los equipos, tuberías, e instrumentación como válvulas, alarmas y accesorios.

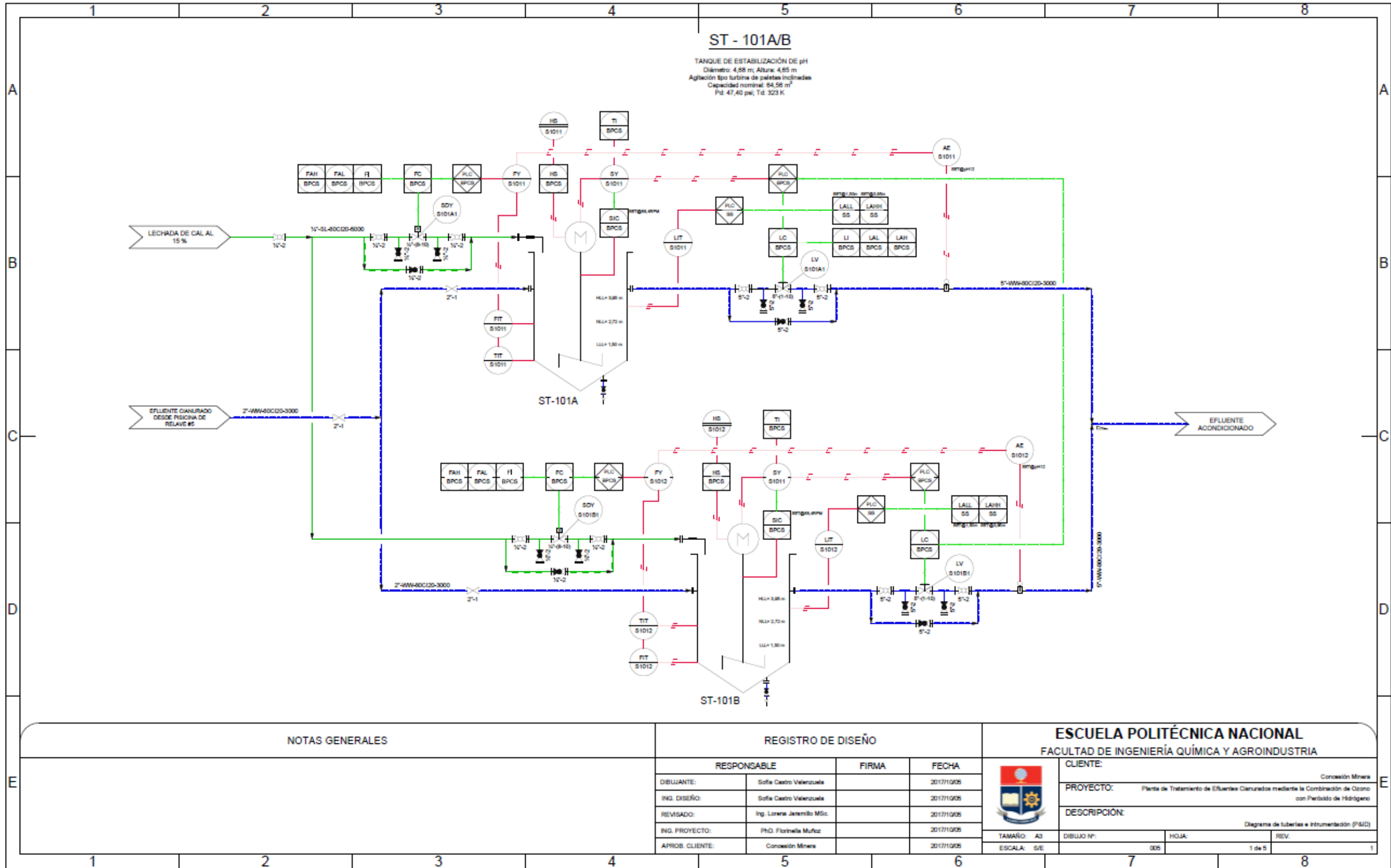


Figura 4.18. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 1

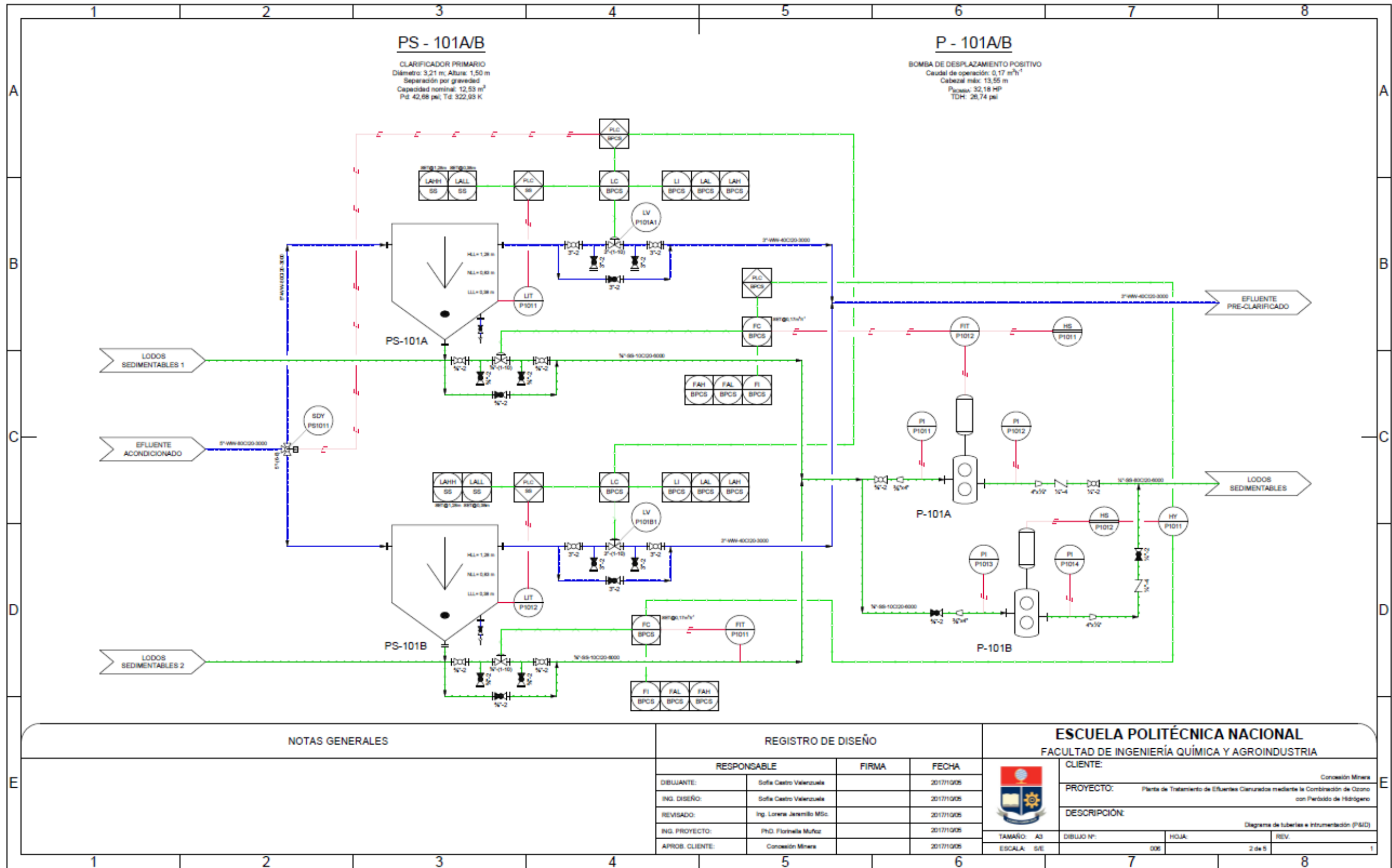


Figura 4.19. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 2

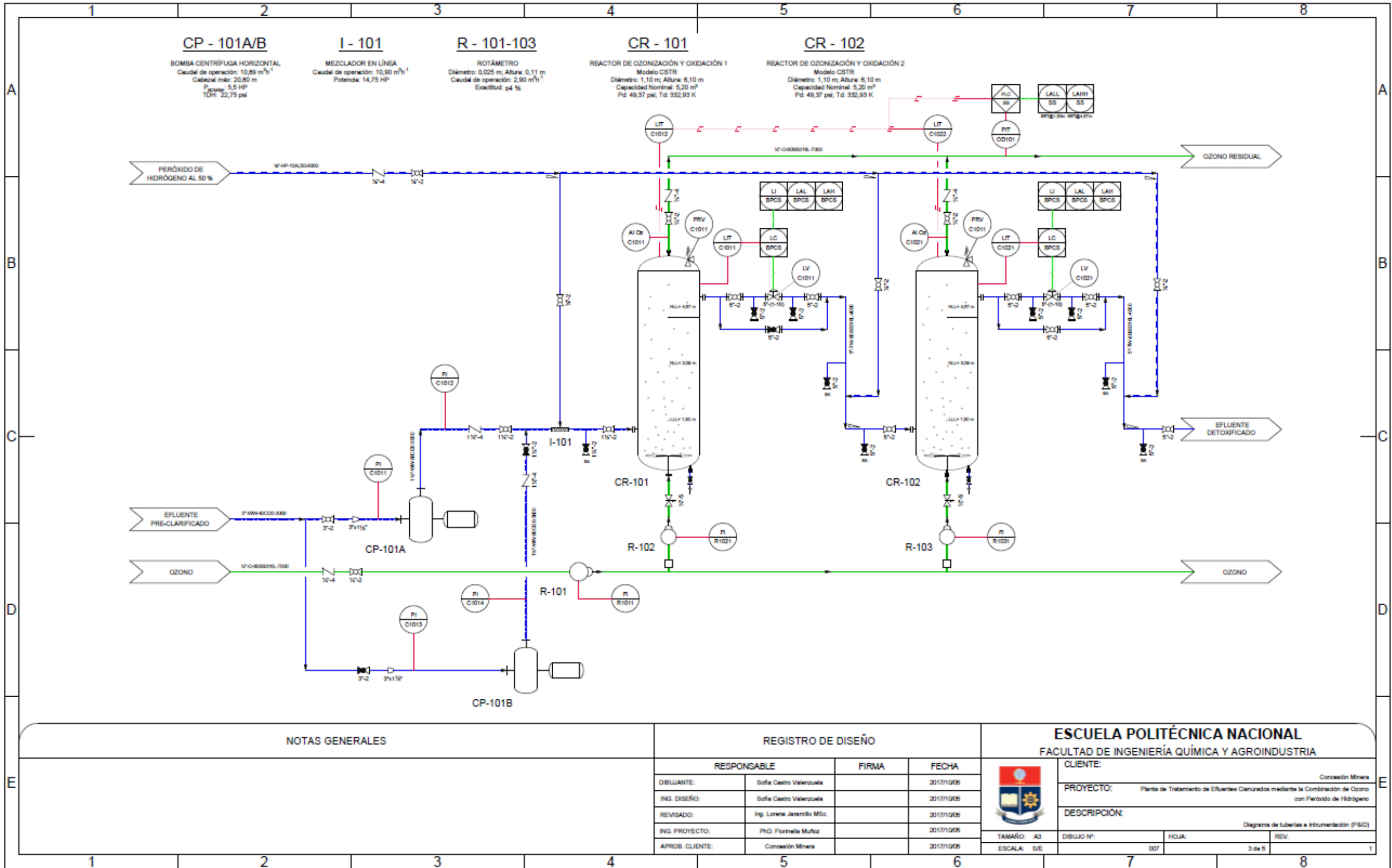


Figura 4.20. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$  - Etapa 3

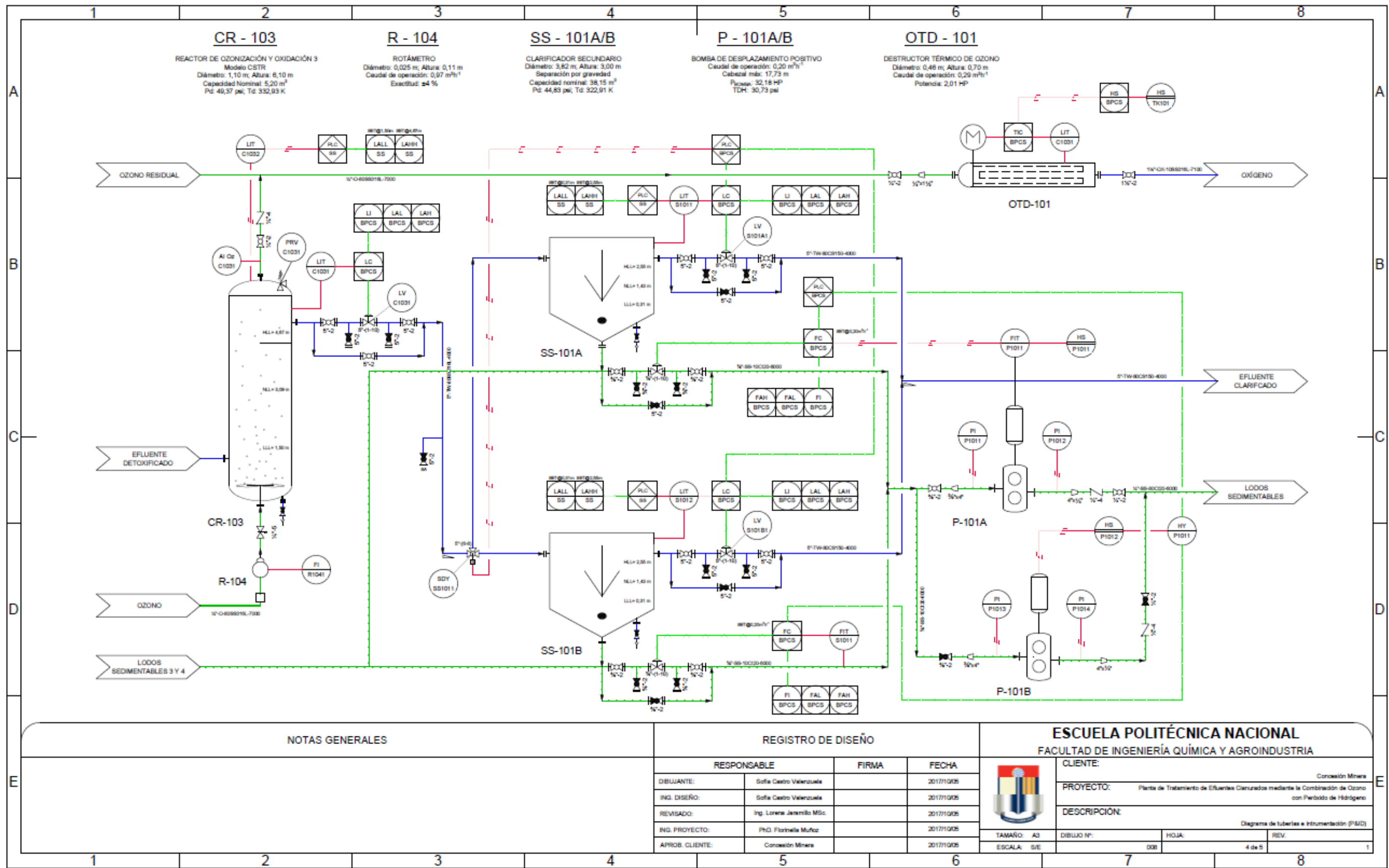


Figura 4.21. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 4

NOTAS GENERALES

REGISTRO DE DISEÑO

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL  
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

RESPONSABLE	FIRMA	FECHA
DIBUJANTE: Sofía Castro Valenzuela		2017/10/05
ING. DISEÑO: Sofía Castro Valenzuela		2017/10/05
REVISADO: Ing. Lorena Jaramila MSc.		2017/10/05
ING. PROYECTO: PhD. Florinele Muñoz		2017/10/05
APROB. CLIENTE: Concesión Minera		2017/10/05



CLIENTE: Concesión Minera
PROYECTO: Planta de Tratamiento de Efluentes Cianurados mediante la Combinación de Ozono con Peróxido de Hidrógeno
DESCRIPCIÓN: Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID)
TAMAÑO: A3
ESCALA: S/E
DIBUJO Nº: 008
HOJA: 4 de 5
REV: 1



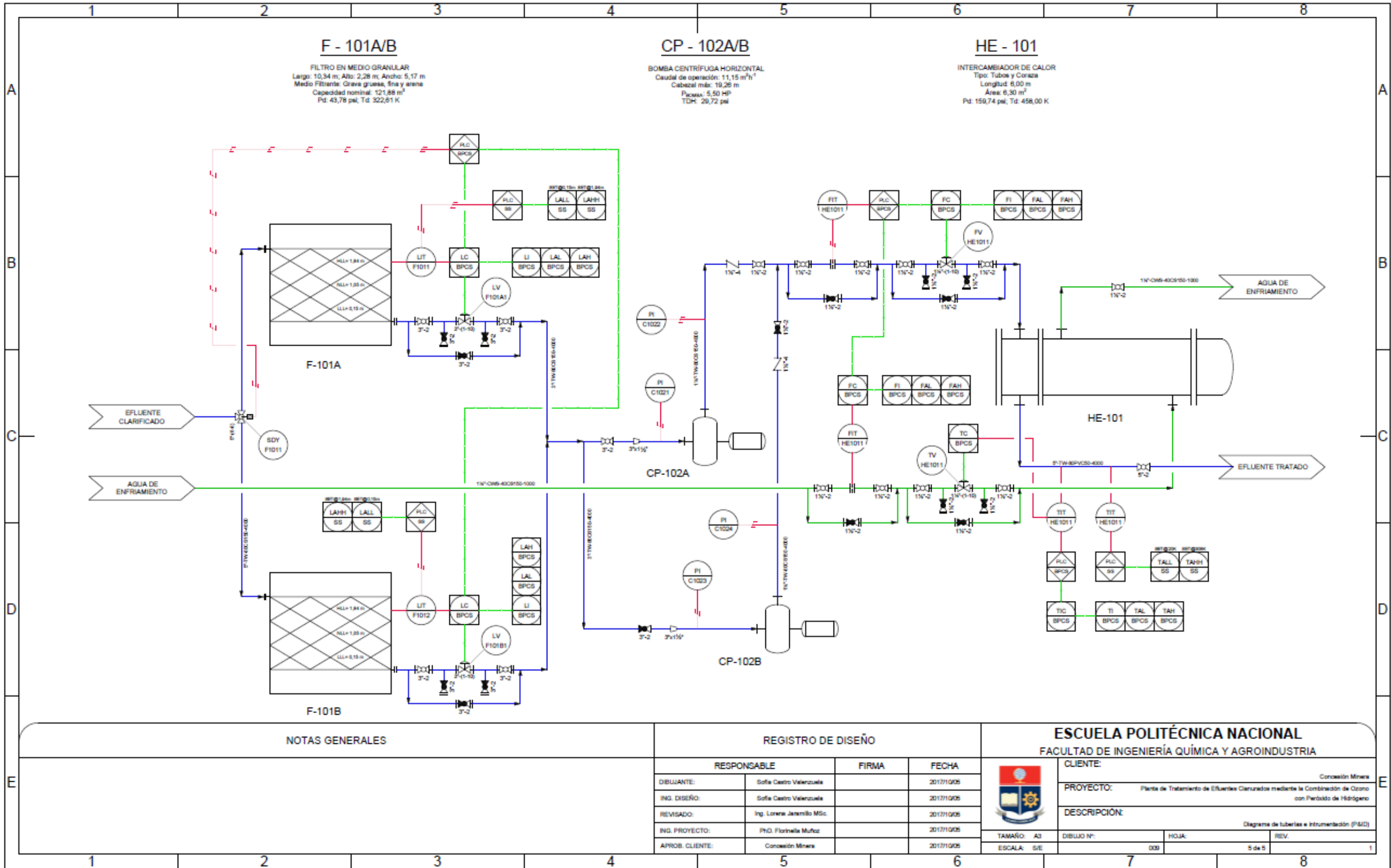


Figura 4.22. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 5

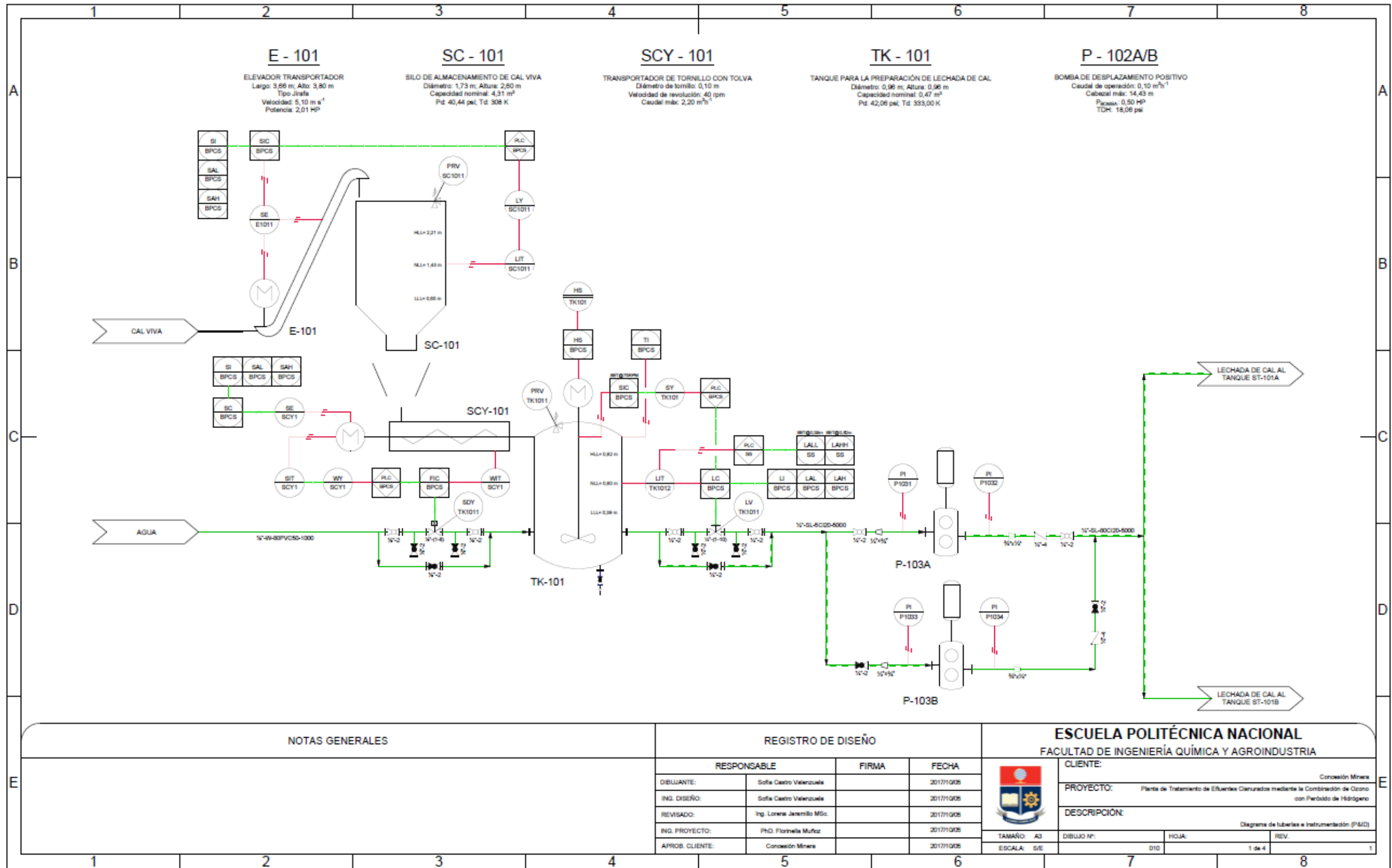


Figura 4.23. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) del área de “utilities” de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 1



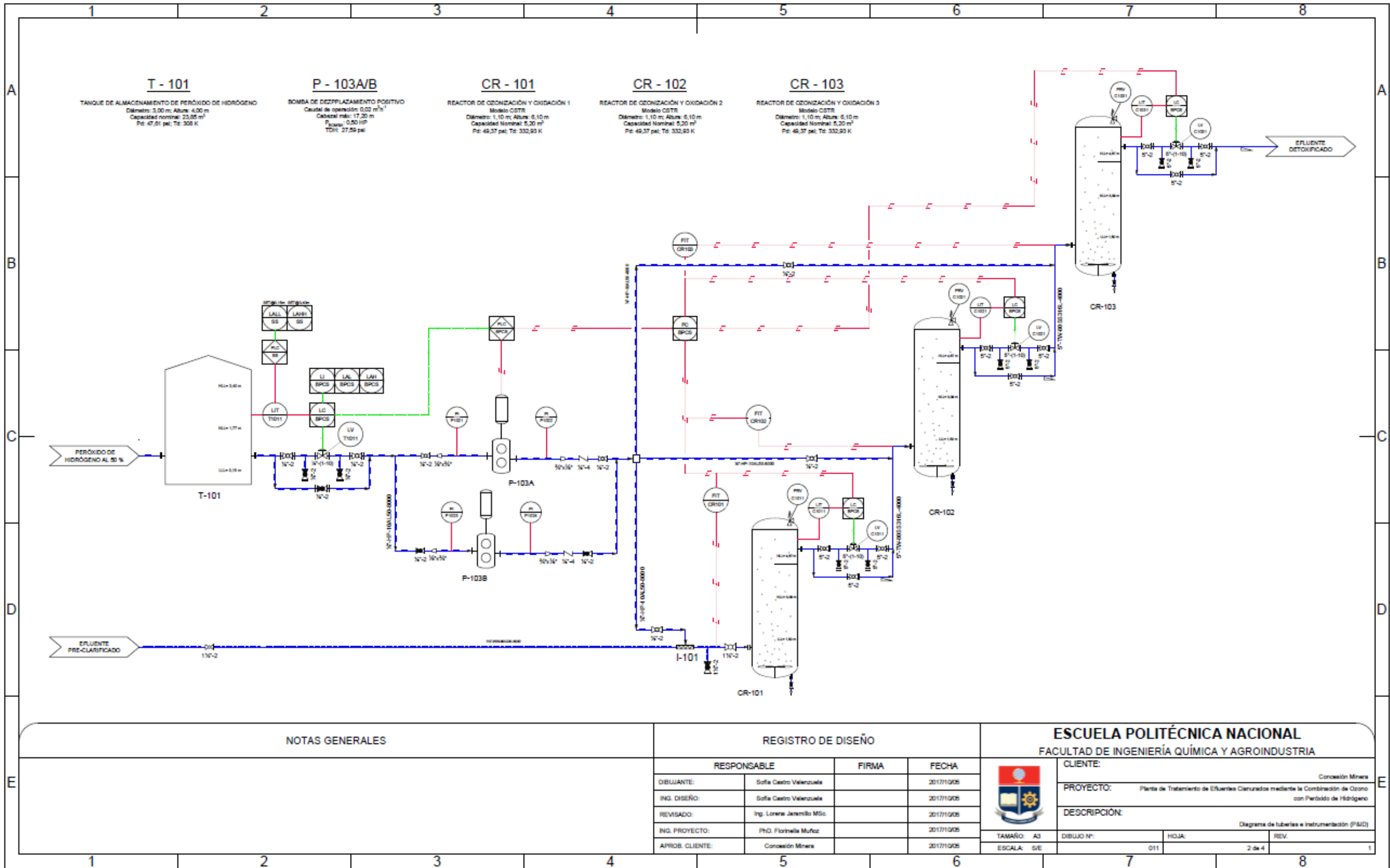


Figura 4.24. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) del área de “utilities” de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 2

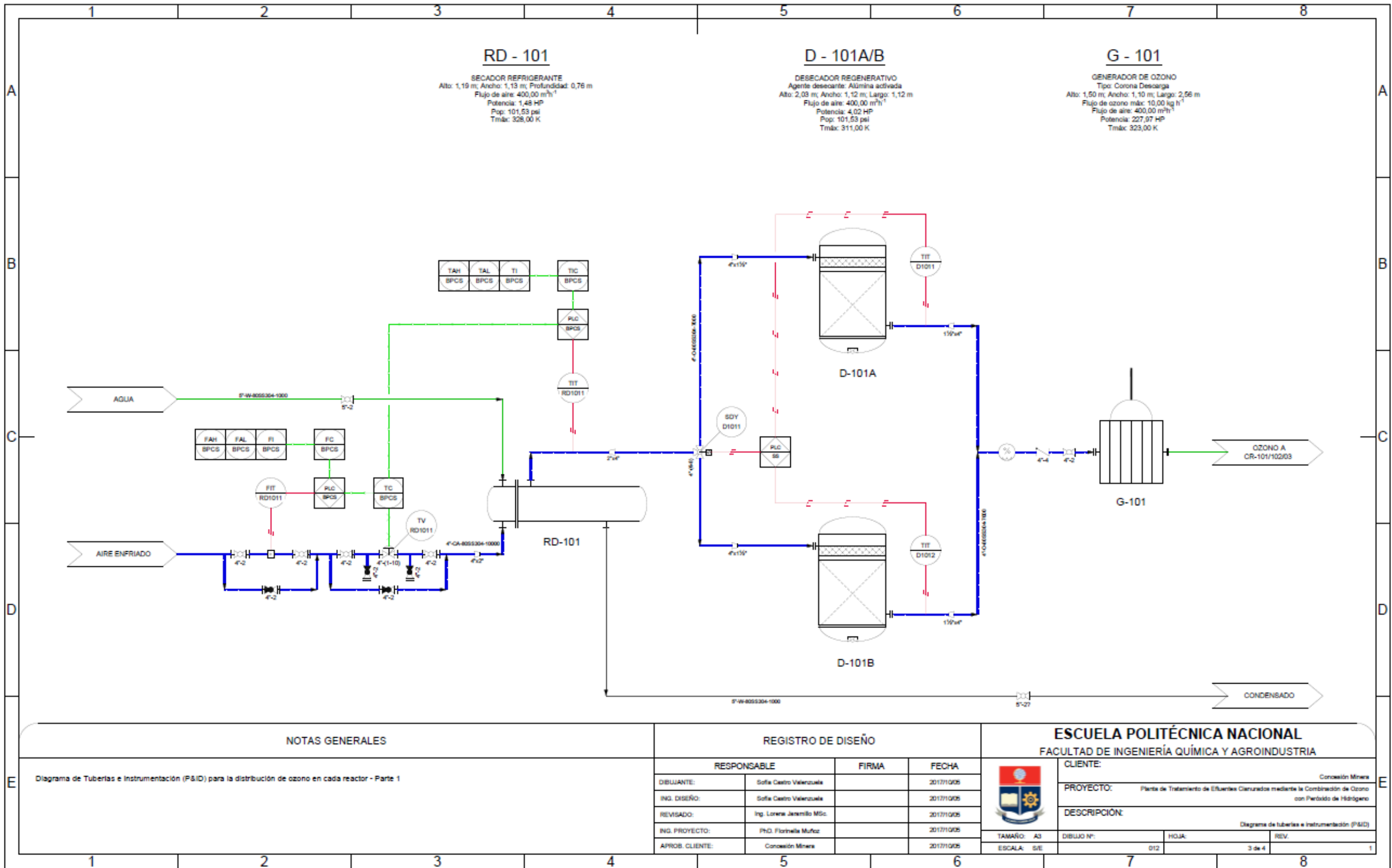


Figura 4.25. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) del área de “utilities” de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 3

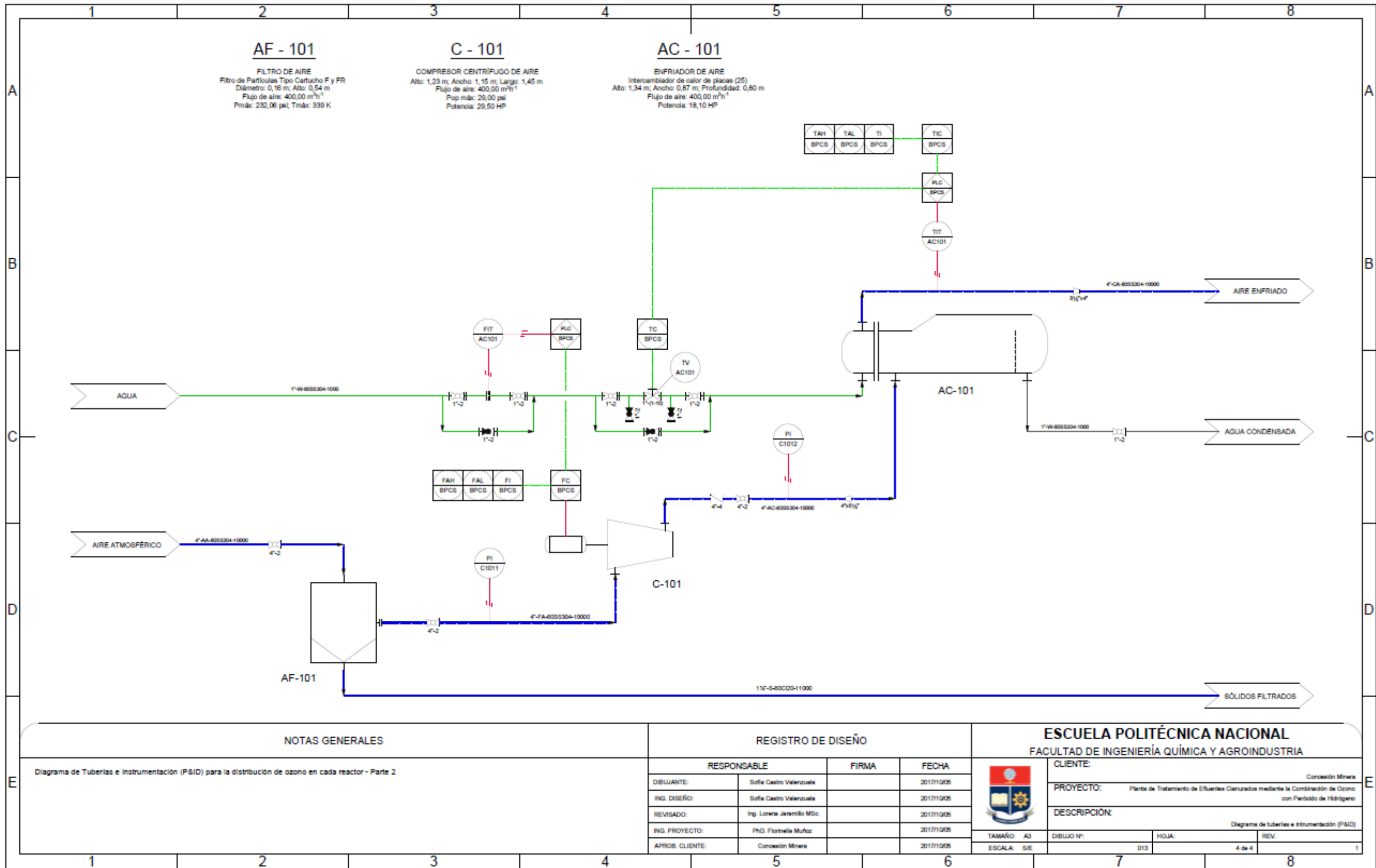


Figura 4.26. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) del área de “utilities” de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> - Etapa 4

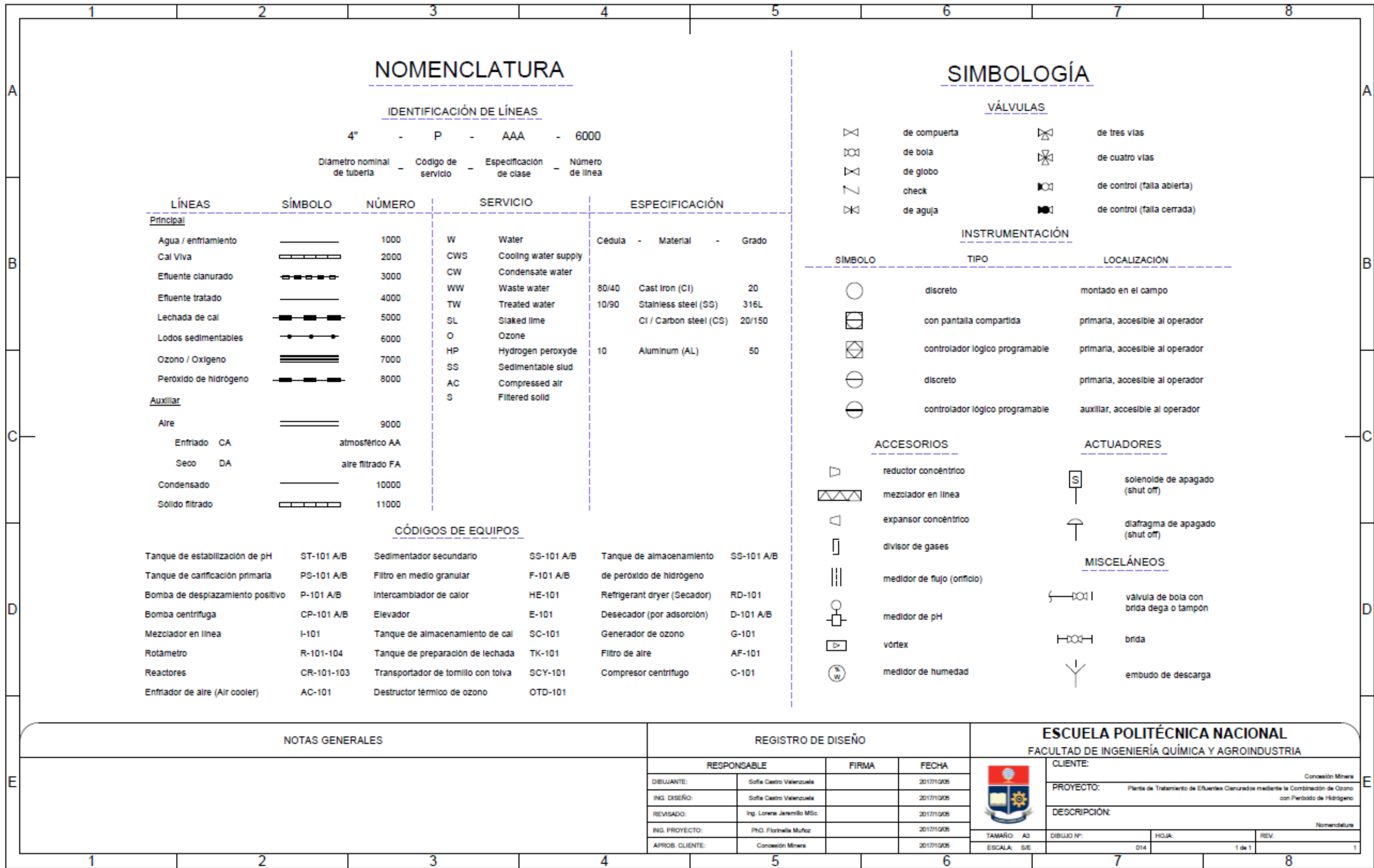


Figura 4.27. Simbología y nomenclatura utilizada en el desarrollo de los diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

## 4.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

### 4.7.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

La selección y dimensionamiento de los equipos se realizó con base en la capacidad de operación y requerimiento energético de cada uno de los procesos establecidos en el balance de masa y energía, respectivamente. En las Tablas 4.6 y 4.7 se presentan las dimensiones y el material de construcción de los equipos propuestos principales y auxiliares para la planta de tratamiento de efluentes cianurados, de acuerdo con los criterios de diseño presentados en el Capítulo 3. Los cálculos de diseño y dimensionamiento para cada unidad de proceso se detallan en los Anexos AVII y AVIII.

**Tabla 4.6.** Dimensiones y especificaciones del material de construcción de los equipos principales para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$

Equipo	Unidad	Dimensiones		Material de construcción
		Parámetro	Valor (m)	
<b>Equipos principales</b>				
Tanque de estabilización de pH	2	Altura Diámetro	4,65 4,68	Fundición de hierro-clase 20
Tanque de clarificación primaria	2	Altura Diámetro	1,50 3,21	Fundición de hierro-recubrimiento de alquitrán de hulla epóxico
Reactor de ozonización y oxidación	3	Altura Diámetro	6,10 1,10	Acero inoxidable 316 L
Tanque de clarificación secundaria	2	Altura Diámetro	3,00 3,82	Concreto con recubrimiento de mortero impermeable
Filtro en medio granular	2	Altura Ancho Longitud	2,28 5,17 10,34	Concreto con drenaje de PVC
Intercambiador de calor	1	Longitud	6,00	Lado camisa: Acero inoxidable 304 Lado tubos: Acero Inoxidable 316 L

**Tabla 4.7.** Dimensiones y especificaciones del material de construcción de los equipos auxiliares para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

<b>Equipos auxiliares</b>				
Tanque de preparación de cal	1	Altura Diámetro	0,96 0,96	Fundición de hierro-clase 20
Tanque de almacenamiento de cal	1	Altura Diámetro	2,60 1,73	Acero inoxidable 304
Tanque de almacenamiento de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	1	Altura Diámetro	4,00 3,00	Aluminio

En la Tabla 4.8 se presentan los parámetros de operación y diseño de los equipos propuestos para la planta de tratamiento con base en el dimensionamiento realizado. Estos parámetros se detallan en el Anexo AXI.

**Tabla 4.8.** Condiciones de operación y diseño de los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

<b>Equipo</b>	<b>Parámetro de diseño</b>					
	<b>Capacidad (m<sup>3</sup>)</b>		<b>Presión (psi)</b>		<b>Temperatura (°C)</b>	
	<b>Operación</b>	<b>Nominal</b>	<b>Operación</b>	<b>Diseño</b>	<b>Operación</b>	<b>Diseño</b>
<b>Equipos principales</b>						
Tanque de estabilización de pH	43,59	64,56	21,33	47,40	50,00	50,00
Clarificador primario	10,90	12,53	16,84	42,68	49,93	49,93
Reactor de ozonización y oxidación 1, 2 y 3	5,20	5,20	23,21	49,37	49,93	59,93
Clarificador secundario	33,16	38,15	18,89	44,83	49,91	49,91
Filtro en medio granular	101,57	121,88	17,88	43,78	49,61	49,61
Intercambiador de calor	0,013	0,015	14,70	159,74	35,00	185,00
<b>Equipos auxiliares</b>						
Tanque de preparación de lechada de cal	0,39	0,47	16,25	42,06	50,00	60,00
Tanque de almacenamiento de cal	3,59	4,31	14,70	40,44	25,00	35,00
Tanque de almacenamiento de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	13,42	23,85	21,53	47,61	25,00	35,00

#### **4.7.2 ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS (HOJAS DE DATOS)**

En las Tablas 4.9 a la 4.30 se presentan las especificaciones técnicas de los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$ . Estas hojas incluyen una descripción completa de la maquinaria en cuanto a dimensiones, parámetros de diseño, principio de funcionamiento (descrito por el fabricante), tipo de operación, material de construcción, codificación en planta y esquema del equipo.

La selección de los equipos auxiliares se realizó de catálogos del mercado local e internacional en función de los requerimientos operacionales de la planta para su correcto funcionamiento. Entre los equipos secundarios más relevantes están: filtro, compresor, enfriador de aire, secador refrigerante, desecantes regenerativos, generador de ozono, elevador, transportador de tornillo con tolva, destructor térmico de ozono, rotámetros y bombas de desplazamiento positivo y centrífugas.



**Tabla 4.9.** Especificaciones técnicas de los tanques de estabilización de pH



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 01	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno			
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01			
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: TANQUE DE ESTABILIZACIÓN DE pH</b>						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> ST-101A/B	<b>FABRICANTE:</b>	Indostra S.A.				
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal				
	<b>No. UNIDADES:</b>	2				
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Efluente cianurado acondicionado	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro:	4 680	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Fundición de hierro-clase 20		Altura:	4 650	mm	
			Ángulo de fondo:	60°		
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>		<b>ESQUEMA</b>				
<b>OPERACIÓN</b>						
<b>CAPACIDAD:</b>	43,59	m <sup>3</sup>				
<b>PRESIÓN:</b>	21,33	psi				
<b>TEMPERATURA:</b>	323,00	K				
<b>DISEÑO</b>						
<b>CAPACIDAD:</b>	64,56	m <sup>3</sup>				
<b>PRESIÓN:</b>	47,40	Psi				
<b>TEMPERATURA:</b>	323,00	K				
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>ESPEJOR PARED:</b>	7,96	mm				
<b>TIPO DE AGITACIÓN:</b>	Turbina con paletas inclinadas					
<b>AGITADOR</b>	Diámetro:	1 560	mm			
	Ancho:	310	mm			
	Longitud:	390	mm			
<b>VEL. ROTACIÓN:</b>	68,40	rpm				
<b>POTENCIA:</b>	54,49	kW				
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>		Continuo-Automático				
<p>Acondiciona y mantiene la mezcla (lechada de cal – efluente cianurado) sobre valores de pH <math>\geq 10</math> mediante un sistema continuo de agitación de turbina de paletas inclinadas. Debido a la reacción altamente exotérmica generada, el tanque deberá operar a presión atmosférica.</p>						





Tabla 4.10. Especificaciones técnicas de los clarificadores primarios

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 02	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno			
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01			
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: CLARIFICADOR PRIMARIO</b>						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> PS-101A/B		<b>FABRICANTE:</b>	WesTech			
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal			
		<b>No. UNIDADES:</b>	2			
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Efluente cianurado acondicionado	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro:	3 210	mm	
			Altura:	1 500	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Fundición de hierro-recubrimiento de alquitrán de hulla epóxico		Ángulo de fondo:	8°		
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>			
<b>OPERACIÓN</b>						
<b>CAPACIDAD:</b>	10,90			m <sup>3</sup>		
<b>PRESIÓN:</b>	16,84			psi		
<b>TEMPERATURA:</b>	322,93			K		
<b>DISEÑO</b>						
<b>CAPACIDAD:</b>	12,53			m <sup>3</sup>		
<b>PRESIÓN:</b>	42,68			psi		
<b>TEMPERATURA:</b>	322,93			K		
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>VERTEDERO</b>	Zona de entrada					
	Diámetro:	320	mm			
	Altura:	750	mm			
	Forma:	Triangular				
<b>CARGA DE REBOSE:</b>	0,45	L s <sup>-1</sup> m <sup>-1</sup>				
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático			
<p>Elimina los sólidos en suspensión presentes en el efluente mediante una sedimentación por gravedad. El efluente ingresa por la parte superior del pozo central hacia el vertedero perimetral de salida de manera radial. Como sistema de arrastre utiliza un conjunto de barredores que llevan al lodo hacia una tolva central donde serán extraídos por bombeo cada 45 días.</p>						



**Tabla 4.11.** Especificaciones técnicas de los reactores de ozonización y oxidación


 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 03	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno			
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01			
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: REACTOR DE OZONIZACIÓN Y OXIDACIÓN</b>						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> CR-101/102/103	<b>FABRICANTE:</b>	TopOzono				
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal				
	<b>No. UNIDADES:</b>	3				
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Efluente cianurado combinado con peróxido de hidrógeno y ozono	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro:	1 100	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acero inoxidable 316 L		Altura:	6 100	mm	
			Diámetro deflectores:	550	mm	
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>		<b>ESQUEMA</b>				
<b>OPERACIÓN</b>						
<b>CAPACIDAD:</b>	5,20	m <sup>3</sup>				
<b>PRESIÓN:</b>	23,40	psi				
<b>TEMPERATURA:</b>	322,93	K				
<b>DISEÑO</b>						
<b>CAPACIDAD:</b>	5,20	m <sup>3</sup>				
<b>PRESIÓN:</b>	49,57	psi				
<b>TEMPERATURA:</b>	332,93	K				
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>ESPESOR PARED:</b>	8,60	mm				
<b>ESPESOR TAPA:</b>	1,71	mm				
<b>TIPO DE TAPA:</b>	Torisférica					
<b>No. DE DEFLECTORES:</b>	1					
<b>CONVERSIÓN:</b>	99,99 %					
<b>DIFUSORES:</b>	Tipo de domo de burbuja fina					
	<b>Diámetro:</b>	1	mm			
	<b>Potencia:</b>	0,40	kW			
	<b>No. Unidades</b>	2				
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>		Continuo-Automático-CSTR				
<p>El ozono, en forma gaseosa, recorre en forma ascendente la columna de burbujeo y se transfiere a la fase líquida para producir la oxidación del cianuro y otras sustancias orgánicas e inorgánicas.</p>						



Tabla 4.12. Especificaciones técnicas de los clarificadores secundarios


 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 04			
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera					
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno					
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01					
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: CLARIFICADOR SECUNDARIO</b>								
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> SS-101A/B		<b>FABRICANTE:</b>	ERAL S.A.					
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal					
		<b>No. UNIDADES:</b>	2					
<b>GENERAL</b>								
<b>SERVICIO:</b>	Efluente detoxificado		<b>DIMENSIONES:</b>	<b>Diámetro:</b>	3 820 mm			
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Concreto- recubrimiento de mortero impermeable			<b>Altura:</b>	3 000 mm			
				<b>Pendiente de fondo:</b>	1/12			
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>					
<b>OPERACIÓN</b>								
<b>CAPACIDAD:</b>	33,16	m <sup>3</sup>						
<b>PRESIÓN:</b>	18,98	psi						
<b>TEMPERATURA:</b>	322,91	K						
<b>DISEÑO</b>								
<b>CAPACIDAD:</b>	38,15	m <sup>3</sup>						
<b>PRESIÓN:</b>	44,93	psi						
<b>TEMPERATURA:</b>	322,91	K						
<b>ESPECIFICACIONES</b>								
<b>VERTEDERO</b>	Zona de entrada							
	<b>Diámetro:</b>	690	mm					
	<b>Altura:</b>	1 000	mm					
	<b>Forma:</b>	Triangular						
<b>CARGA DE REBOSE:</b>	0,25	L s <sup>-1</sup> m <sup>-1</sup>						
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>								
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático					
<p>El clarificador secundario trabaja bajo el mismo principio de funcionamiento que el primario. El efluente tratado ingresa por la columna central del clarificador y se distribuye hacia la periferia del equipo. El lodo decantado en el fondo será extraído por un sistema de bombeo cada 60 días y no tiene partes móviles en su mecanismo de arrastre.</p>								

Tabla 4.13. Especificaciones técnicas de los filtros en medio granular







 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 05					
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera							
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno							
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01							
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: FILTRO EN MEDIO GRANULAR</b>										
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> F-101A/B		<b>FABRICANTE:</b>	FONADE							
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal							
		<b>No. UNIDADES:</b>	2							
<b>GENERAL</b>										
<b>SERVICIO:</b>	Efluente tratado		<b>DIMENSIONES:</b>	Longitud:	10 240	mm				
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Concreto con drenaje de PVC			Altura:	2 280	mm				
				Ancho:	5 120	mm				
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>							
<b>OPERACIÓN</b>										
<b>CAPACIDAD:</b>	101,57	m <sup>3</sup>								
<b>PRESIÓN:</b>	17,95	psi								
<b>TEMPERATURA:</b>	322,61	K								
<b>DISEÑO</b>										
<b>CAPACIDAD:</b>	121,88	m <sup>3</sup>								
<b>PRESIÓN:</b>	43,85	psi								
<b>TEMPERATURA:</b>	322,61	K								
<b>ESPECIFICACIONES</b>										
<b>MEDIO FILTRANTE</b>	<b>MEDIO</b>	<b>ALTURA</b>								
	Grava gruesa:	200	mm							
	Grava fina:	100	mm							
	Grava:	100	mm							
	Arena:	280	mm							
<b>FONDO FALSO:</b>	200	mm								
<b>DREN PRINCIPAL:</b>	Diámetro orificio:	3	mm							
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>										
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo							
<p>El efluente tratado pasa a través del medio filtrante para eliminar la materia particulada restante del proceso de sedimentación. El ciclo de filtrado termina con la fase de retrolavado, donde se hace circular un flujo de agua a contracorriente con el fin de eliminar los sólidos que se han acumulado dentro del lecho granular filtrante. El mantenimiento del equipo se realizará cada 2 o 3 meses.</p>										

Tabla 4.14. Especificaciones técnicas del intercambiador de calor



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 06					
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera							
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno							
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01							
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: INTERCAMBIADOR DE CALOR</b>										
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> HE-101		<b>FABRICANTE:</b>	HRS							
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal							
		<b>No. UNIDADES:</b>	1							
<b>GENERAL</b>										
<b>SERVICIO:</b>	Camisa: Efluente tratado Tubos: Agua refrigerante		<b>DIMENSIONES:</b>	Longitud:	6 000	mm				
				Área:	6 300	m <sup>2</sup>				
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Camisa: Acero inoxidable 304 Tubos: Acero Inoxidable 316 L									
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>							
LADO CAMISA										
<b>CAPACIDAD:</b>	0,040	m <sup>3</sup>								
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	55,00	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>								
<b>PRESIÓN:</b>	159,74	psi								
<b>TEMPERATURA:</b>	458,00	K								
LADO TUBOS										
<b>CAPACIDAD:</b>	0,015	m <sup>3</sup>								
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	35,00	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>								
<b>PRESIÓN:</b>	159,74	psi								
<b>TEMPERATURA:</b>	458,00	K								
<b>ESPECIFICACIONES</b>										
<b>MODELO:</b>	K 19 129/18									
<b>PESO:</b>	907,19	kg								
<b>CONEXIÓN LADO CAMISA:</b>	DN80									
<b>CONEXIÓN LADO TUBO:</b>	DN100									
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>										
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático							
<p>El efluente tratado pasa por el lado de la camisa, mientras que el servicio (agua refrigerante) circula por el lado de los tubos. Este proceso es necesario para disminuir la temperatura del efluente hasta 35 °C según la ley medioambiental vigente. Este equipo es ideal para aplicaciones agua-agua o agua-vapor. Además, los tubos interiores son corrugados para aumentar la transferencia de calor.</p>										

**Tabla 4.15.** Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de cal viva

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 07	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno			
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01			
<b>NOMBRE DEL EQUIPO:</b> TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE CAL VIVA						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> SC-101	<b>FABRICANTE:</b>	Rotoplas				
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar				
	<b>No. UNIDADES:</b>	1				
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Cal viva	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro:	1 730	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acero inoxidable 304		Altura:	2 600	mm	
			Ángulo de fondo:	60°		
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>			
<b>OPERACIÓN</b>						
<b>CAPACIDAD:</b>	3,59	m <sup>3</sup>				
<b>PRESIÓN:</b>	14,70	psi				
<b>TEMPERATURA:</b>	298	K				
<b>DISEÑO</b>						
<b>CAPACIDAD:</b>	4,31	m <sup>3</sup>				
<b>PRESIÓN:</b>	40,44	psi				
<b>TEMPERATURA:</b>	308	K				
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>ESPEJOR PARED:</b>	8,60	mm				
<b>TAPA:</b>	Tipo elipsoidal 2:1					
	Espeor:	2,06	mm			
<b>CARCASA:</b>	Cilíndrica - Blanca					
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>		Automático				
<p>Almacena cal viva herméticamente, puesto que la cal viva es altamente reactiva con la humedad del medio ambiente. Su ubicación en la planta debe estar lejos de los ácidos, el papel, la paja y los compuestos nitrogenados.</p>						



**Tabla 4.16.** Especificaciones técnicas del tanque de preparación de lechada de cal

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA				No. 08				
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera							
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno							
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01							
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: TANQUE DE PREPARACIÓN DE LECHADA DE CAL</b>										
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> TK-101		<b>FABRICANTE:</b>	Indostra S.A.							
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar							
		<b>No. UNIDADES:</b>	1							
<b>GENERAL</b>										
<b>SERVICIO:</b>	Lechada de cal		<b>DIMENSIONES:</b>	<b>Diámetro:</b>	960	mm				
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Fundición de hierro-clase 20			<b>Altura:</b>	960	mm				
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>							
<b>OPERACIÓN</b>										
<b>CAPACIDAD:</b>	0,39	m <sup>3</sup>								
<b>PRESIÓN:</b>	16,25	psi								
<b>TEMPERATURA:</b>	323,00	K								
<b>DISEÑO</b>										
<b>CAPACIDAD:</b>	0,47	m <sup>3</sup>								
<b>PRESIÓN:</b>	42,06	Psi								
<b>TEMPERATURA:</b>	333,00	K								
<b>ESPECIFICACIONES</b>										
<b>ESPELOR PARED:</b>	10,20	mm								
<b>ESPELOR TAPA:</b>	5,00	mm								
<b>TIPO DE AGITACIÓN:</b>	Turbina con paletas inclinadas									
<b>AGITADOR</b>	<b>Diámetro:</b>	320	mm							
	<b>Ancho:</b>	60	mm							
	<b>Longitud:</b>	80	mm							
<b>VEL. ROTACIÓN:</b>	75,00	rpm								
<b>POTENCIA:</b>	0,03	kW								
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>										
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático							
<p>Prepara la mezcla (óxido de calcio – agua) mediante un sistema cerrado de agitación de turbina de paletas inclinadas, debido al alto grado de hidratación del CaO con la humedad del medio ambiente.</p>										

**Tabla 4.17.** Especificaciones técnicas del tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 09			
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera					
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno					
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01					
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE H<sub>2</sub>O<sub>2</sub></b>								
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> T-101		<b>FABRICANTE:</b>	Rotoplas					
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar					
		<b>No. UNIDADES:</b>	1					
<b>GENERAL</b>								
SERVICIO:	Peróxido de hidrógeno al 50 %	DIMENSIONES	Diámetro:	3 000	mm			
			Altura:	4 000	mm			
MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:	Aluminio		Ángulo de techo:	30,40°				
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>					
OPERACIÓN								
CAPACIDAD:	3,59	m <sup>3</sup>						
PRESIÓN:	14,70	psi						
TEMPERATURA:	298	K						
DISEÑO								
CAPACIDAD:	4,31	m <sup>3</sup>						
PRESIÓN:	40,44	psi						
TEMPERATURA:	308	K						
<b>ESPECIFICACIONES</b>								
ESPESOR PARED:	7,96	mm						
TAPA:	Flotante - cónica							
	Esesor:	7,96 mm						
CARCASA:	Cilíndrica							
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>								
MODALIDAD DE OPERACIÓN:			Automático					
<p>Almacena peróxido de hidrógeno al 50 % bajo requerimientos de venteo atmosférico. El equipo contará con al menos 4 venteos pasivos igualmente espaciados a una distancia de 9,75 mm. Los venteos serán diseñados de manera que se permita un flujo libre de aire desde el interior al exterior y viceversa debido al desprendimiento de pequeñas cantidades de oxígeno del reactivo.</p>								



Tabla 4.18. Especificaciones técnicas del filtro de aire




 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 10		
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera				
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno				
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01				
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: FILTRO DE AIRE</b>							
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> AF-101	<b>FABRICANTE:</b>	AINSA S.A.					
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar					
	<b>No. UNIDADES:</b>	1					
<b>GENERAL</b>							
<b>SERVICIO:</b>	Aire	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro:	164	mm		
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Carcasa de acero lacada y conexión abridada		Altura:	539	mm		
			Altura cartucho:	57	mm		
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>				
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	576,00	$m^3 h^{-1}$					
<b>PRESIÓN MÁX.:</b>	232,06	psi					
<b>TEMPERATURA MÁX.:</b>	339,00	K					
<b>ESPECIFICACIONES</b>							
<b>APLICACIÓN:</b>	Lubricantes						
	Agua líquida coalescida						
<b>FINURA PARTÍCULAS:</b>	0,01	$\mu m$					
<b>CONTENIDO ACEITE RESIDUAL:</b>	0,01	$mg m^{-3}$					
<b>PESO:</b>	6,90	kg					
<b>EFICIENCIA:</b>	99,99 %						
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>							
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>		Continuo-Automático					
<p>Separa las partículas sólidas, aerosoles de agua y aceite del aire comprimido. El uso de cartuchos de nanofibra con revestimiento exterior optimizado mejora la eficiencia del filtrado, mantiene la presión diferencial constantemente baja y reduce el consumo de energía.</p>							

Tabla 4.19. Especificaciones técnicas del compresor de aire



		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 11
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera		
<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno				
<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01				
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: COMPRESOR DE AIRE</b>					
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> C-101	<b>FABRICANTE:</b>	AINSA S.A.			
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar			
	<b>No. UNIDADES:</b>	1			
<b>GENERAL</b>					
<b>SERVICIO:</b>	Aire filtrado	<b>DIMENSIONES:</b>	Longitud:	1 450	mm
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Bielas de acero forjado, con cilindros y culatas de hierro fundido		Altura:	1 230	mm
			Ancho:	1 150	mm
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>		
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	561,00	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>			
<b>PRESIÓN MÁX.:</b>	29,00	psi			
<b>ESPECIFICACIONES</b>					
<b>MODELO:</b>	JX-30-15				
<b>PESO:</b>	870	kg			
<b>MOTOR ELÉCTRICO CON ACOPLAMIENTO DIRECTO:</b>	Marca:	Cummins			
	Modelo:	B3.9			
	Velocidad:	1 500 rpm			
<b>POTENCIA:</b>	22,00	kW			
<b>CILINDROS:</b>	2x220	mm			
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>					
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático		
<p>El aire es aspirado por el sistema hacia la zona central del rotor donde será expulsado sobre un difusor hacia el cuerpo de impulsión del compresor. El equipo trabaja bajo una regulación electroneumática por electroválvulas, esto le permite al compresor trabajar en vacío y, por ende, reducir el consumo energético en función del consumo de aire. El acoplamiento directo del motor eléctrico al compresor facilita el mantenimiento y proporciona un alto rendimiento en la transmisión.</p>					

Tabla 4.20. Especificaciones técnicas del enfriador de aire

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 12					
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera							
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno							
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01							
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: ENFRIADOR DE AIRE</b>										
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> AC-101		<b>FABRICANTE:</b>	EUROCHILLER							
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar							
		<b>No. UNIDADES:</b>	1							
<b>GENERAL</b>										
<b>SERVICIO:</b>	Aire comprimido		<b>DIMENSIONES:</b>	Altura:	1 340	mm				
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acero inoxidable 304			Ancho:	865	mm				
				Profundidad:	800	mm				
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>							
<b>AIRE</b>										
CAUDAL MÍN.:	400	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>								
CAUDAL MÁX.:	1 000	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>								
TEMPERATURA ENTRADA:	308	K								
TEMPERATURA SALIDA:	288	K								
PÉRDIDA DE CARGA:	0,02	psi								
<b>AGUA REFRIGERANTE</b>										
CAUDAL:	2,00	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>								
TEMPERATURA:	303	K								
PÉRDIDA DE CARGA:	9,43	psi								
<b>ESPECIFICACIONES</b>										
HUMEDAD RELATIVA:			60 %							
PESO:	200	kg								
CONEXIONES IN-OUT:	210	mm								
POTENCIA:	13,50	kW								
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>										
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático							
<p>Es un intercambiador de calor que utiliza agua de refrigeración para reducir la temperatura del aire hasta llegar a su condensación. Posteriormente, el condensado es precipitado por un ventilador o aire forzado para lograr la deshumidificación del aire.</p>										

Tabla 4.21. Especificaciones técnicas del secador refrigerante


 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 13		
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera				
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno				
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01				
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: SECADOR REFRIGERANTE</b>							
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> RD-101		<b>FABRICANTE:</b>	KAESER				
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar				
		<b>No. UNIDADES:</b>	1				
<b>GENERAL</b>							
<b>SERVICIO:</b>	Aire enfriado		<b>DIMENSIONES:</b>	<b>Altura:</b>	1 187	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acero inoxidable 304 con tubos lisos de cobre			<b>Ancho:</b>	1 125	mm	
				<b>Profundidad:</b>	759	mm	
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>				
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	407,76	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>					
<b>PRESIÓN MÁX.:</b>	114,70	psi					
<b>TEMPERATURA MÁX.:</b>	328	K					
<b>PÉRDIDA DE CARGA:</b>	2,10	psi					
<b>ESPECIFICACIONES</b>							
<b>MODELO:</b>	TE 91						
<b>ALIMENTACIÓN ELÉCTRICA:</b>	230/460	V					
<b>CONEXIÓN IN-OUT:</b>	38,10	mm					
<b>PESO:</b>	251	kg					
<b>POTENCIA:</b>	1,10	kW					
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>							
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático				
<p>Elimina la humedad del aire comprimido mediante un proceso de secado y condensación en serie. El condensado generado se elimina en carga parcial por drenajes electrónicos integrados al equipo, sin pérdidas de presión. El agente refrigerante (agua) circula por un sistema cerrado herméticamente de intercambiadores de calor controlado por válvulas de mantenimiento y regulación automática de temperatura.</p>							

Tabla 4.22. Especificaciones técnicas de los secadores desecantes regenerativos



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 14		
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera				
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno				
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01				
<b>NOMBRE DEL EQUIPO:</b> SECADORES DESECANTES REGENERATIVOS							
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> D-101A/B		<b>FABRICANTE:</b>	KAESER				
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar				
		<b>No. UNIDADES:</b>	2				
<b>GENERAL</b>							
<b>SERVICIO:</b>	Aire enfriado seco		<b>DIMENSIONES:</b>	Longitud:	1 118 mm		
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Estructura de acero inoxidable 304			Altura:	2 032 mm		
				Ancho:	1 118 mm		
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>				
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	441,60	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>					
<b>PRESIÓN MÁX.:</b>	101,53	psi					
<b>TEMPERATURA MÁX.:</b>	311	K					
<b>RANGO DE PURGA (51 a 102 psi):</b>	Promedio:	63,60	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
	Máximo:	77,40	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
<b>ESPECIFICACIONES</b>							
<b>AGENTE DESECANTE:</b>	Alúmina activada						
<b>PREFILTRO:</b>	Serie KOR-250						
<b>POSFLTRO:</b>	Serie KPF-250						
<b>CONEXIÓN IN-OUT:</b>	38,10	mm					
<b>PESO:</b>	458,00	kg					
<b>POTENCIA:</b>	3,00	kW					
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>							
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático				
<p>El aire comprimido pasa a través de los poros de alúmina activada donde las moléculas de agua se adhieren a la parte hidrofílica del agente desecante. Este material puede adsorber hasta el 40 % de su propio peso en agua, con puntos de rocío de -73 °C. Los secadores desecantes generalmente trabajan en torres duales para facilitar la regeneración del agente sin producir un paro en la producción de la planta. El proceso de regeneración se realiza con aire comprimido seco hasta 15 % del flujo nominal.</p>							

Tabla 4.23. Especificaciones técnicas del generador de ozono



		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA		No. 15	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera		
<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno				
<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01				
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: GENERADOR DE OZONO</b>					
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> G-101	<b>FABRICANTE:</b>	WEDECO			
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar			
	<b>No. UNIDADES:</b>	1			
<b>GENERAL</b>					
<b>SERVICIO:</b>	Aire seco comprimido	<b>DIMENSIONES:</b>	Longitud:	2 560	mm
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acero inoxidable 316 L con tubos dieléctricos de vidrio de cuarzo		Altura:	1 500	mm
			Ancho:	1 100	mm
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>		
<b>PRESIÓN:</b>	29,00	psi			
<b>TEMPERATURA:</b>	323	K			
<b>OZONO</b>					
<b>FLUJO MÁSSICO MÍN.:</b>	1	kg h <sup>-1</sup>			
<b>FLUJO MÁSSICO MÁX.:</b>	10	kg h <sup>-1</sup>			
<b>AIRE</b>					
<b>CAUDAL:</b>	400	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>			
<b>AGUA DE REFRIGERACIÓN</b>					
<b>CAUDAL:</b>	40	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>			
<b>ESPECIFICACIONES</b>					
<b>MODELO:</b>	HW-A-10K				
<b>TIPO:</b>	Descarga corona				
<b>PESO:</b>	3 600	kg			
<b>FRECUENCIA:</b>	> 100	Hz			
<b>POTENCIA:</b>	170	kW			
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>					
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático		
<p>El aire seco comprimido pasa a través de dos electrodos separados por un dieléctrico y vacío de descargas. En este espacio se aplica un alto voltaje para separar las moléculas de oxígeno presentes en el fluido y esperar la formación de ozono.</p>					

Tabla 4.24. Especificaciones técnicas de las bombas de lodos



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 16			
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera					
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno					
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01					
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: BOMBA DE LODOS</b>								
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> P-101A/B	<b>FABRICANTE:</b>	DINATEK						
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal						
	<b>No. UNIDADES:</b>	2						
<b>GENERAL</b>								
<b>SERVICIO:</b>	Lodos sedimentables	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro:	435	mm			
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Fundición de hierro con revestimiento en cromo		Altura:	910	mm			
			Diámetro impulsor:	308	mm			
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>					
<b>OPERACIÓN</b>								
<b>CAUDAL:</b>	0,20	$m^3 h^{-1}$						
<b>TDH MÁX.:</b>	30,73	psi						
<b>CABEZAL MÁX.:</b>	17,67	m						
<b>DISEÑO</b>								
<b>CAUDAL:</b>	80,00	$m^3 h^{-1}$						
<b>CABEZAL MÁX.:</b>	37,00	m						
<b>MOTOR</b>								
<b>CAUDAL MÁX. ACEITE:</b>	2,46	$m^3 h^{-1}$						
<b>PRESIÓN MÁX.:</b>	350,00	psi						
<b>ESPECIFICACIONES</b>								
<b>TIPO DE IMPULSOR:</b>	4 cuchillas abiertas							
<b>PESO:</b>	220,00	kg						
<b>VELOCIDAD:</b>	2 000	rpm						
<b>POTENCIA:</b>	24	kW						
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>								
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>	Continuo-Automático							
<p>Los lodos sedimentados son succionados hacia el colector de aspiración del equipo para luego ser impulsados hacia el exterior de las tuberías mediante un émbolo ubicado en la cavidad de la bomba. La extracción de lodos para el clarificador primario se realizará cada 45 días, mientras que para el secundario se realizará cada 60 días.</p>								



Tabla 4.25. Especificaciones técnicas de las bombas dosificadoras


		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 17	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno					
<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01					
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: BOMBA DOSIFICADORA</b>						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> P-102A/B y P-103A/B		<b>FABRICANTE:</b>	Indostra S.A.			
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar			
		<b>No. UNIDADES:</b>	4			
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Lechada de cal (15 % en sólidos) y H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> al 50 %	<b>DIMENSIONES:</b>	<b>Diámetro:</b>	205	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Estructura de acero inoxidable 316 y pistón de cerámica		<b>Altura:</b>	370	mm	
			<b>Ancho:</b>	320	mm	
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>			
<b>OPERACIÓN</b>						
<b>CAUDAL:</b>	0,10	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
<b>TDH MÁX.:</b>	27,59	psi				
<b>CABEZAL MÁX.:</b>	28,65	m				
<b>DISEÑO</b>						
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	0,10	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
<b>PRESIÓN MÁX.:</b>	160,00	psi				
<b>CABEZAL MÁX.:</b>	30,00	m				
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>MODELO:</b>	DOSTEC-40					
<b>SERIE:</b>	60-AP34-P49					
<b>TIPO:</b>	Pistón					
<b>PESO:</b>	15,00	kg				
<b>FRECUENCIA:</b>	50,00	Hz				
<b>POTENCIA:</b>	0,37	kW				
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático			
<p>La regulación del flujo de lechada de cal se realiza a través de un variador de frecuencia, el cual permite cambiar proporcionalmente el caudal dosificado en función de la frecuencia suministrada al motor eléctrico de la bomba.</p>						





Tabla 4.26. Especificaciones técnicas de las bombas centrífugas



 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 18	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno			
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01			
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: BOMBA CENTRÍFUGA</b>						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> CP-101A/B y CP-102A/B		<b>FABRICANTE:</b>	Pedrollo			
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal y auxiliar			
		<b>No. UNIDADES:</b>	4			
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Efluente cianurado	<b>DIMENSIONES:</b>	<b>Diámetro:</b>	292	mm	
			<b>Altura:</b>	370	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Estructura de acero al carbono e impulsor de bronce sólido		<b>Longitud:</b>	585	mm	
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>			
<b>OPERACIÓN</b>						
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	10,92	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
<b>TDH MÁX.:</b>	29,87	psi				
<b>CABEZAL MÁX.:</b>	20,99	m				
<b>DISEÑO</b>						
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	18,00	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
<b>PRESIÓN MÁX.:</b>	145,04	psi				
<b>CABEZAL MÁX.:</b>	24,50	m				
<b>TEMPERATURA MÁX.:</b>	363,00	K				
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>MODELO:</b>	HF 8A					
<b>CONEXIÓN IN-OUT:</b>	38,10	mm				
<b>VOLTAJE:</b>	220	V				
<b>POTENCIA:</b>	4,10	kW				
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>		Continuo-Automático				
<p>El flujo entra a la bomba a través del centro del rodete y es transportado en dirección radial hacia estaciones con mayor altura por efecto de la fuerza centrífuga generada por las paletas dentro del impulsor del equipo.</p>						

Tabla 4.27. Especificaciones técnicas del elevador

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 19	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno			
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01			
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: ELEVADOR</b>						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> E-101	<b>FABRICANTE:</b>	ASTIMEC S.A.				
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar				
	<b>No. UNIDADES:</b>	1				
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Óxido de calcio (cal viva)	<b>DIMENSIONES:</b>	Longitud:	3 660	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acero inoxidable 304 con guías laterales de polipropileno blanco		Altura:	3 800	mm	
			Fondo:	700	mm	
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>		<b>ESQUEMA</b>				
<b>CAPACIDAD DE CARGA:</b>	500,00	kg				
<b>VELOCIDAD MÍN.:</b>	0,80	m s <sup>-1</sup>				
<b>VELOCIDAD MÁX.:</b>	5,10	m s <sup>-1</sup>				
<b>TENSIÓN:</b>	1 fase					
	220	VAC				
	60	Hz				
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>TIPO:</b>	Jirafa					
<b>MODELO:</b>	ASA-ECJ-AX					
<b>PESO:</b>	350	kg				
<b>VOLTAJE:</b>	220	V				
<b>POTENCIA:</b>	1,50	kW				
<b>COMPONENTES:</b>	Balanza					
	Tolva cónica desmontable					
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>		Continuo-Automático				
<p>Transporta el óxido de calcio hacia el silo de almacenamiento SC-101 mediante una banda transportadora integrada al elevador. El equipo incluye un control automático por medio de sensores acoplados a una pesadora de múltiple balanza que activan el arranque y paro del proceso.</p>						

Tabla 4.28. Especificaciones técnicas del transportador de tornillo con tolva

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 20	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno			
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01			
<b>NOMBRE DEL EQUIPO:</b> TRANSPORTADOR DE TORNILLO CON TOLVA						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> SCY-101	<b>FABRICANTE:</b>	ASTIMEC S.A.				
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta auxiliar				
	<b>No. UNIDADES:</b>	1				
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Óxido de calcio (cal viva)	<b>DIMENSIONES:</b>	Longitud:	2 720	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acero inoxidable 304		Altura:	3 940	mm	
			Profundidad:	532	mm	
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>			
<b>CAPACIDAD:</b>	0,12	m <sup>3</sup>				
<b>CAPACIDAD MÁX. CARGA:</b>	162,00	T h <sup>-1</sup>				
<b>VELOCIDAD:</b>	40	rpm				
<b>TENSIÓN:</b>	1 fase					
	220	VAC				
	60	Hz				
<b>MOTOR:</b>	Tipo coaxial					
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>MODELO:</b>	ASA-ESF-AX					
<b>DIÁMETRO DE TORNILLO:</b>	100	mm				
<b>DISTANCIA DE TORNILLO:</b>	100	mm				
<b>PESO:</b>	350	kg				
<b>VOLTAJE:</b>	220	V				
<b>POTENCIA:</b>	2,20	kW				
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>		Continuo-Automático				
<p>Transporta el óxido de calcio a través de un tornillo sin fin (metal plano moldeado en forma de hélice) hacia el tanque de preparación de lechada de cal TK-101. Su principio de funcionamiento se basa en rotar el tornillo alrededor del eje longitudinal mientras el material sólido se transporta en un tubo en reposo en dirección axial.</p>						

Tabla 4.29. Especificaciones técnicas de los rotámetros




 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 21	
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera			
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno			
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01			
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: ROTÁMETRO</b>						
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> R-101/102/103/104	<b>FABRICANTE:</b>	Darhor				
	<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal				
	<b>No. UNIDADES:</b>	4				
<b>GENERAL</b>						
<b>SERVICIO:</b>	Ozono	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro:	25	mm	
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acrílico con material flotante de acero inoxidable 316 L		Altura:	110	mm	
			Profundidad:	45	mm	
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>		<b>ESQUEMA</b>				
<b>OPERACIÓN</b>						
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	2,90	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
<b>DISEÑO</b>						
<b>CAUDAL MÍN.:</b>	0,20	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
<b>CAUDAL MÁX.:</b>	3,00	m <sup>3</sup> h <sup>-1</sup>				
<b>PRESIÓN:</b>	145,04	psi				
<b>TEMPERATURA MÍN.:</b>	253	K				
<b>TEMPERATURA MÁX.:</b>	393	K				
<b>ESPECIFICACIONES</b>						
<b>MODELO:</b>	DFG 10T					
<b>VÁLVULAS:</b>	Acero inoxidable 316 L					
<b>PESO:</b>	0,30	kg				
<b>DIÁMETRO DE TORNILLO:</b>	6,35	mm				
<b>EXACTITUD:</b>	± 4 %					
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>						
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>	Continuo-Automático					
<p>La relación lineal entre los cambios de caudal del fluido y el desplazamiento vertical del flotador dentro del tubo permite la medición de flujo de ozono. La diferencia de presiones que actúa sobre el flotador debe permanecer prácticamente constante durante el todo el proceso para garantizar un correcto funcionamiento de la planta.</p>						



Tabla 4.30. Especificaciones técnicas del destructor térmico de ozono

 ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		HOJA DE ESPECIFICACIÓN TÉCNICA			No. 22			
		<b>CLIENTE:</b>	Concesión minera					
		<b>PROYECTO:</b>	Planta de tratamiento de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno					
		<b>CÓDIGO:</b>	PII-15-01					
<b>NOMBRE DEL EQUIPO: DESTRUCTOR TÉRMICO DE OZONO</b>								
<b>CODIFICACIÓN EN PLANTA</b> OTD-101		<b>FABRICANTE:</b>	SPARTAN					
		<b>LOCALIZACIÓN:</b>	Planta principal					
		<b>No. UNIDADES:</b>	1					
<b>GENERAL</b>								
<b>SERVICIO:</b>	Ozono residual	<b>DIMENSIONES:</b>	Diámetro:	457,20	mm			
<b>MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN:</b>	Acero inoxidable 316 L		Altura:	701,04	mm			
<b>PARÁMETROS DE DISEÑO</b>			<b>ESQUEMA</b>					
OPERACIÓN								
CAUDAL MÁX.:	1,05	$m^3 h^{-1}$						
DISEÑO								
CAUDAL MÁX.:	20,00	$m^3 h^{-1}$						
TEMPERATURA ENTRADA GAS:	> 293,15	K						
TEMPERATURA SALIDA GAS:	< 353,15	K						
ESPECIFICACIONES								
CONCENTRACIÓN DE OZONO SALIDA:	0,1	ppm						
TIPO:	Eléctrico							
MODELO:	DOT 1							
PESO:	616,55	kg						
CONEXIÓN IN-OUT:	38,10	mm						
TENSIÓN:	220	V						
POTENCIA:	1,50	kW						
<b>PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO</b>								
<b>MODALIDAD DE OPERACIÓN:</b>			Continuo-Automático					
<p>El ozono se descompone en oxígeno mediante un sistema incorporado de calentamiento de gas y recuperación de calor utilizado por el intercambiador eléctrico de calor. Este dispositivo alcanza temperaturas entre 300 y 360 °C.</p>								

## 5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

El análisis costo-beneficio es una importante herramienta financiera dentro de la teoría de decisiones. Esta técnica evalúa la conveniencia de implementación de un proyecto a través de la enumeración y valoración monetaria de cada uno de los costos y beneficios derivados directa e indirectamente del proceso (Smith, 2016, p. 17).

### 5.1. COSTOS DIRECTOS

La estimación de los costos directos se realizó con base en los costos de operación e inversión inicial de la planta, tales como: valores de adquisición de equipos, materiales e insumos, terreno, servicios básicos, construcciones y licencias medio ambientales requeridas para su funcionamiento.

#### 5.1.1. COSTOS DE INVERSIÓN

En la Tabla 5.1 se presentan los gastos preoperativos del proyecto. En estos rubros se incluye el valor por construcciones y activos diferidos (licencias y permisos ambientales) para el arranque de la planta.

**Tabla 5.1.** Costos de inversión del proyecto

<b>Inversión Fija</b>	<b>Costo (USD)</b>
Construcciones	25 000,00
Activos diferidos	2 000,00
<b>Costo total por inversión</b>	<b>27 000,00</b>

La concesión minera dispone de una superficie de 6 000 m<sup>2</sup> para la detoxificación del efluente, razón por la cual, el valor del predio no significa un desembolso para el proyecto.

### 5.1.2. COSTOS DE OPERACIÓN

Los costos fijos generados por el consumo de energía eléctrica, insumos y materias primas se presentan en la Tabla 5.2. Estos costes no varían con la tasa de producción a menos que se desee incrementar la capacidad de la planta de tratamiento de los efluentes cianurados.

Los cálculos correspondientes a los costos directos de operación se detallan en la sección AXVIII.1 del Anexo XVIII.

**Tabla 5.2.** Costos anuales de operación por consumo energético, insumos y materias primas de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

<b>Rubro</b>	<b>Costo anual (USD)</b>
Consumo energético	124 778,54
Materia prima e insumos	178 727,53
<b>Costo total de operación</b>	<b>303 506,07</b>

Para el caso de la maquinaria, la determinación de costos se realizó con base en el pago de tributos aduaneros e impuestos nacionales gravados al valor de compra de cada equipo. Los tributos por pagar al comercio exterior por importaciones son: Impuesto AD-VALOREM (Arancel cobrado a las mercancías), FODINFA (Fondo de Desarrollo para la Infancia, CIF (costo, seguro y FLETE) e IVA (Impuesto al valor agregado) (Pro-Ecuador, 2017).

En la Tabla 5.3 se presentan los costos totales de los equipos y el sistema de tuberías, válvulas y accesorios de la planta de tratamiento de efluentes cianurados.

Adicionalmente, se incluye un valor aproximado del costo anual por mantenimiento de maquinaria. Este rubro representa el 5 % de la inversión inicial de los equipos.

**Tabla 5.3.** Costos totales de los equipos y el sistema de tuberías, válvulas y accesorios de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Adquisición y construcción de equipos	1 261 561,36
Sistema de tuberías	15 797,71
Válvulas	46 550,00
Accesorios	1 124,82
Mantenimiento	63 078,07
<b>Costo total por maquinaria e instrumentación</b>	<b>1 388 111,96</b>

A partir de los rubros anteriores se asignó el costo directo total para el funcionamiento de la planta de tratamiento de efluentes cianurados presentado en la Tabla 5.4.

**Tabla 5.4.** Costos directos totales de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

<b>COSTOS</b>		<b>Valor (USD)</b>
Inversión Inicial	Inversión fija	27 000,00
	Maquinaria	1 261 561,36
	Instrumentación	63 472,53
De operación		366 584,13
<b>Costos directos totales</b>		<b>1 718 618,02</b>



## 5.2. COSTOS INDIRECTOS

Estos costos están vinculados al periodo productivo y no al producto o servicio final. En este rubro se incluyeron los gastos recurrentes por mano de obra (beneficios sociales, aportes institucionales, seguro social) y los de carácter administrativo como el pago de impuestos, multas y patentes.

De acuerdo con el Acuerdo Ministerial No. 0301, el nuevo salario básico unificado (SBU) establecido por el Ministerio de Trabajo del Ecuador alcanza los 386,00 USD, mientras que, según la Ley de Seguridad Social, el aporte por afiliación del trabajador al IESS corresponde al 11,15 % del salario básico. Asimismo, el trabajador tendrá derecho al pago mensual del fondo de reserva (8,33 % de la remuneración), décimo tercero, décimo cuarto y vacaciones anuales (Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social, 2018).

El desglose de los costos se resume en la Tabla 5.5, donde se presenta la mano de obra requerida por la planta de tratamiento de efluentes cianurados. Los cálculos correspondientes a los costos indirectos se presentan en la sección XVIII.2 del Anexo XVIII.

**Tabla 5.5.** Estimación de los costos indirectos totales para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Cargo	Cantidad	Salario mensual (USD)	Salario anual con beneficios de ley (USD)
Choferes	2	500,00	17 109,60
Operarios	4	386,00	26 769,25
Médico	1	1 500,00	24 892,40
Ing. Seguridad Industrial	1	1 400,00	23 258,64
Jefe de planta	1	1 600,00	26 526,16
<b>Costos indirectos totales</b>			<b>118 556,05</b>

### 5.3. ANÁLISIS COSTO-BENEFICIO

#### 5.3.1. BENEFICIOS SOCIALES NETOS

Los beneficios sociales del proyecto se evaluaron a partir de la cuantificación de los impactos positivos generados por la implementación de la planta. Para ello, se consideró una población de 110 000 personas, 500 fincas y 18 333 familias en la cuenca del río Calera (MAE, 2016a, p. 19). En la Tabla 5.6 se presenta una valoración de los principales beneficios sociales derivados de la detoxificación del efluente.

**Tabla 5.6.** Costos de beneficios sociales netos del proyecto

Beneficios sociales identificados	Cuantificación		Costo anual (USD)
	Beneficiario	Costo mensual mínimo* (USD)	
Aumento de producción agrícola-ganadera	500 fincas	100,00	600 000,00
Disminución de enfermedades de origen hídrico (al menos 10 % de la incidencia de la zona)	18 333 familias	10,00	2 199 960,00
Ahorro en gastos de salud	18 333 familias	2,00	439 992,00
Aumento de productividad por proyectos de riego	10 750 hectáreas	4 000,00	43 000 000,00
Saneamiento de cauces	Intangible		
Disminución en la mortandad de flora y fauna	Intangible		
<b>Costo anual neto por beneficios sociales</b>			<b>46 239 952,00</b>

\*(MAE, 2016a, pp. 19-20)

#### 5.3.2. INDICADORES FINANCIEROS

Con base en los criterios de decisión presentados en la Tabla 5.7 se determinó la factibilidad de ejecución del proyecto. Los cálculos para cada indicador se detallan en la sección AXVIII.3 del Anexo XVIII.

**Tabla 5.7.** Criterios de decisión para el VAN social y la relación B/C

<b>Criterios de decisión</b>		
<b>Valor Actual Neto Social</b>		<b>Relación Costo-Beneficio</b>
VAN social > 0	Proyecto es conveniente	B/C > 1 Aceptar el proyecto  B/C < 1 Rechazar el proyecto
VAN social = 0	Proyecto es indiferente	
VAN social < 0	Proyecto no es conveniente	

(Ministerio de Desarrollo Social, 2016, pp. 33-35)

Para un VAN<sub>social</sub> obtenido de 460 881 017,98 USD y una relación B/C de 340,88, la ejecución del proyecto resulta ser rentable.

#### **5.4. PRECIO DE TRATAMIENTO DEL EFLUENTE CIANURADO**

Al ser el cianuro uno de los compuestos más tóxicos existentes, se han desarrollado varios métodos convencionales para su depuración de efluentes. Los procesos de oxidación química más conocidos a escala industrial para el tratamiento del cianuro incluyen el proceso con ácido de caro y el proceso con H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (implementado actualmente por la concesión minera en estudio). Estos dos procesos presentan un costo referencial de efluente tratado de 4,00 y 10,00 USD/kg cianuro total, respectivamente (Pesántez, De La Torre y Guevara, 2010, p. 1).

La detoxificación del efluente bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> presentó un costo de tratamiento de 3,87 USD/m<sup>3</sup> a partir de un costo anual de operación de 366 584,13 USD. En la Tabla 5.8 se muestra la comparación en precios de efluente tratado por medio de los tres métodos.

**Tabla 5.8.** Precio de tratamiento de efluentes cianurados mediante los procesos de ácido de caro, peróxido de hidrógeno y O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

<b>Proceso de detoxificación</b>	<b>Precio efluente tratado (USD/m<sup>3</sup>)</b>
Ácido de caro	1,60
Peróxido de hidrógeno (Sistema actual)	4,00
Sistema O <sub>3</sub> /H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	3,87

La Tabla 5.8 evidencia que el sistema de tratamiento O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> resulta ser 0,13 ctvs. más barato que el proceso de tratamiento actual de la concesión minera y 2,27 USD más caro que el de ácido caro. Sin embargo, el proceso combinado O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> no requiere de otros métodos de detoxificación complementarios para llegar a los límites permisibles de descarga de cianuro total en un cuerpo de agua dulce de acuerdo con el Texto Unificado de Legislación Ambiental (MAE, 2015, p. 330).

## 6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 6.1. CONCLUSIONES

La planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$  se diseñó con base en la descarga de  $259,20 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  de efluente industrial proveniente de una planta de beneficio ubicada en las inmediaciones de los cantones de Piñas y Zaruma. De acuerdo con el Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente (TULSMA), la caracterización fisicoquímica inicial del efluente presentó valores sobre el límite máximo permisible de DQO, turbidez, sólidos totales y contenido de cianuro para descargas a un cuerpo de agua dulce.

La línea principal de detoxificación de la planta se resume en los siguientes procesos: estabilización de pH, clarificación primaria, ozonización y oxidación simultánea, clarificación secundaria, filtración y enfriamiento.

El proceso de estabilización con cal se propone en dos tanques de mezclado rápido de 4,65 m de profundidad, 4,68 m de diámetro y  $64,56 \text{ m}^3$  de capacidad nominal.

El tratamiento primario está conformado por dos clarificadores por gravedad de 1,50 m de altura y 3,21 m de diámetro. La capacidad nominal para cada unidad es de  $12,53 \text{ m}^3$ .

El proceso de ozonización y oxidación se lleva a cabo en 3 reactores en serie perfectamente agitados por 6 difusores de burbuja fina (1 mm). Los contactores de ozono de  $5,20 \text{ m}^3$  de capacidad se ajustaron a un comportamiento CSTR basado en una relación  $t_{10}/t_R$  de 0,37. La conversión final alcanzada fue de 99,99 %.

De acuerdo con la simulación realizada en el programa ANSYS Workbench 2018, se requiere de un deflector de placa radial de 0,55 m de largo para mantener un régimen de flujo completamente desarrollado en todo el volumen de los contactores ( $H = 6,10 \text{ m}$  y  $D = 1,10 \text{ m}$ ).

El post tratamiento de la planta incluye dos clarificadores secundarios de 38,15 m<sup>3</sup>. La altura y diámetro para cada equipo son de 3,00 m y 3,82 m, respectivamente.

Finalmente, para el proceso de filtración se emplean dos filtros en medio granular compuestos por grava y arena, de 121,88 m<sup>3</sup> cada uno. La altura del lecho filtrante es de 2,28 m, mientras que la longitud y ancho por equipo son de 10,34 m y 5,17 m, respectivamente.

La planta de detoxificación de efluentes cianurados mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno permitió alcanzar un porcentaje de remoción de cianuro total del 99,99 % en un tiempo estimado de 21,83 h. Asimismo, la caracterización fisicoquímica del efluente tratado presentó una reducción de sólidos totales del 62,34 %.

Los valores de pH y turbidez obtenidos después del tratamiento con ozono y peróxido de hidrógeno fueron de 7,00 y 1,39 NTU, respectivamente. Con base en los resultados de los parámetros fisicoquímicos medidos, se establece que el diseño de la planta propuesta cumple correctamente con la normativa ambiental ecuatoriana para descargas a cuerpos de agua dulce.

El costo total de implementación y mantenimiento de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> es de 1 415 111,95 USD, mientras que el precio de tratamiento por metro cúbico de efluente cianurado detoxificado se estimó en 3,87 USD.

Desde una perspectiva social, la ejecución de este proyecto proporciona un beneficio positivo neto para las comunidades de Portovelo y Zaruma de 46 239 952,00 USD con una relación B/C de 340,88. Asimismo, para un horizonte de evaluación de 10 años, el valor actual social neto del proyecto resultó ser de 460 881 017,98 USD. Con base en estos dos indicadores se concluye que el proyecto es rentable.

## 6.2. RECOMENDACIONES

Estudiar la ozonización y oxidación del cianuro bajo el método  $O_3/H_2O_2$  en presencia de luz ultravioleta con el fin de aumentar la generación de radicales  $\bullet OH$  y reducir las cantidades diarias de ozono y peróxido de hidrógeno requeridas en cada reactor.

Desarrollar pruebas con trazadores a escala de piloto para determinar todas las características hidráulicas de diseño para los contactores de ozonización y oxidación.

Buscar alternativas para la recuperación de metales presentes en los precipitados obtenidos durante el tratamiento de los efluentes cianurados mediante la combinación de ozono y peróxido de hidrógeno.

Analizar la posibilidad de utilizar el ozono residual mediante un sistema de recirculación a fin de reducir el gasto por consumo energético del destructor térmico de ozono y consumo de reactivos.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Abadía, R., Rocamora, C. y Puerto, H. (2016). *VIII Congreso Ibérico de Agroingeniería: Libro de Actas*. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=8pd0DQAAQBAJ&pg=PA131&lpg=PA131&dq=determinacion+de+la+caida+de+presi%C3%B3n+en+un+filtro+de+medio+granular&source=bl&ots=66NM7UhrQU&sig=OaJi8ZRzhK5-YR4xdbhPK36Qr8c&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwj-juCrvM7UAhWGSCYKHapXBj8Q6AEIKDAB#v=onepage&q&f=false> (Mayo, 2017).
2. Abdalla, O., Suliman, F., Ajmi, H., Al-Hosni, T. y Rollinson, H. (2010). Cyanide from gold mining and its effect on groundwater in arid areas, Yanqul mine of Oman. *Environmental Earth Sciences*, 60(4), 885-892. doi: 10.1007/s12665-009-0225-z.
3. Agencia de Regulación y Control de Electricidad (ARCONEL). (2018). *Resolución No. ARCONEL-005/18*. Recuperado de <http://www.regulacionelectrica.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2018/01/Resolucion-y-Pliego-Tarifarios-SPEE.pdf> (Enero, 2018).
4. Agencia de Regulación y Control Minero (ARCOM). (2016). *Proyecto de Seguimiento, Control y Evaluación de Labores Mineras en el Distrito Zaruma-Portovelo*. Recuperado de [http://www.controlminero.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/lotaip/2016/planificacion/09-2016/Proyecto\\_Seguimiento.pdf](http://www.controlminero.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/lotaip/2016/planificacion/09-2016/Proyecto_Seguimiento.pdf) (Diciembre, 2017).
5. Aguado, M., Delgado, L., Remus, R. y Rouldier, S. (2013). *Best Available Techniques (BAT)-General processes and techniques: Integrated Pollution Prevention and Control*. doi: 10.2791/97469.



6. American National Standard Institute (ANSI). (1991). *Código ANSI/ISA-S5.4-1991: Instrument Loop Diagrams*. Recuperado de [https://books.google.com.ec/books?id=RnMBQ-E6JK4C&pg=PA767&lpg=PA767&dq=C%C3%B3digo+ANSI/ISA-S5.4-1991:+Instrument+Loop+Diagrams.&source=bl&ots=z1IKmr2\\_iq&sig=4zf0eZDwfL6UKH42xd2FmPTfyDw&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwj24cz\\_-7fVAhUK4yYKHQxmB6IQ6AEIJTAA#v=onepage&q=C%C3%B3digo%20ANSI%2FISA-S5.4-1991%3A%20Instrument%20Loop%20Diagrams.&f=false](https://books.google.com.ec/books?id=RnMBQ-E6JK4C&pg=PA767&lpg=PA767&dq=C%C3%B3digo+ANSI/ISA-S5.4-1991:+Instrument+Loop+Diagrams.&source=bl&ots=z1IKmr2_iq&sig=4zf0eZDwfL6UKH42xd2FmPTfyDw&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwj24cz_-7fVAhUK4yYKHQxmB6IQ6AEIJTAA#v=onepage&q=C%C3%B3digo%20ANSI%2FISA-S5.4-1991%3A%20Instrument%20Loop%20Diagrams.&f=false) (Mayo, 2017).
7. American Petroleum Institute (API). (2013a). *Código API 650: Welded Steel Tanks for Oil Storage*. Recuperado de <http://www.api.org/~media/Files/Publications/Whats%20New/650%20e12%20PA.pdf> (Mayo, 2017).
8. American Petroleum Institute (API). (2013b). *Código API RECOMMENDED PRACTICE 14E: Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*. Recuperado de [https://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&ved=0ahUKEwjms-b-rfVAhWBXiYKHVe9A3YQFggIMAA&url=http%3A%2F%2Fgost-snip.su%2Fdownload%2Fapi\\_rp\\_14e1991\\_recommended\\_practice\\_for\\_design\\_and&usg=AFQjCNEcmVLthVT33KyKS9KHA4ixzx8Yfg](https://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&ved=0ahUKEwjms-b-rfVAhWBXiYKHVe9A3YQFggIMAA&url=http%3A%2F%2Fgost-snip.su%2Fdownload%2Fapi_rp_14e1991_recommended_practice_for_design_and&usg=AFQjCNEcmVLthVT33KyKS9KHA4ixzx8Yfg) (Abril, 2017).
9. American Society for Metals (ASM). (1997). *Handbook Volume 20: Materials Selection and Design*. Recuperado de <https://docs.google.com/file/d/0B3Mrzn2Z7-tSTXJ4c2g5TWhta3M/view> (Mayo, 2017).
10. American Society of Mechanical Engineers (ASME). (2010). *Código B31.3-2010: Tuberías de proceso*. Recuperado de <https://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=>

6&cad=rja&uact=8&ved=0ahUKEwiw7Pfm-  
 rfVAhWE4CYKHZNwCTkQFghCMAU&url=https%3A%2F%2  
 Fwww.researchgate.net%2Ffile.PostFileLoader.html%3Fid%3D566078fb  
 7dfbf9c0258b4585%26assetKey%3DAS%253A302625726107648%254  
 01449163003277&usg=AFQjCNGEqZD\_XnLf-8IVj4bOQRGtul9hLw  
 (Abril, 2017).

11. APHA, AWWA y WEF. (2005). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. (21va. ed.). Washington D.C., Estados Unidos: Centennial Edition.
12. Banco Central del Ecuador (BCE). (2017). *Reporte de Minería*. Recuperado de <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/Hidrocarburos/ReporteMinero072016.pdf> (Diciembre, 2017).
13. Beasley, D. y Glass, W. (2008). Cyanide poisoning: pathophysiology and treatment recommendations. *Occupational Medicine*, 48(7), 427-431. doi: 10.1093/occmed/48.7.427.
14. Botz, M., Mudder, T. y Akcil, A. (2005). Cyanide treatment: Physical, Chemical and Biological Processes. *Elsevier B.V.*, 15(1), 672-702. doi: 10.1016/S0167-4528(05)15028-5.
15. Brown, T. (2006). *Engineering Economics and Economic Design for Process Engineers*. Recuperado de [https://books.google.com.ec/books?id=40ArBgAAQBAJ&pg=PA67&dq=Process+Plant+Estimating,+Evaluation,+and+Control&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwii-\\_ywkcXZAhUhtlkKHQQdDBIQ6AEIJTAA#v=onepage&q=pressure%20vessels&f=false](https://books.google.com.ec/books?id=40ArBgAAQBAJ&pg=PA67&dq=Process+Plant+Estimating,+Evaluation,+and+Control&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwii-_ywkcXZAhUhtlkKHQQdDBIQ6AEIJTAA#v=onepage&q=pressure%20vessels&f=false) (Noviembre, 2017).
16. Chinneck, J. W. (2016). *Practical Optimization: A Gentle Introduction*. Recuperado de

<http://www.sce.carleton.ca/faculty/chinneck/po/Chapter11.pdf> (Mayo, 2017).

17. Cioslowski, J., Schimeczek, M., Liu, G. y Stoyanov, V. (2000). A set of standard enthalpies of formation for benchmarking, calibration, and parametrization of electronic structure methods. *The Journal of Chemical Physics*, 113(21), 9377-9389. doi: 10.1063/1.1321306.
18. Coloma, G. (2008). *La cal ¡Es un reactivo químico!* Recuperado de [https://issuu.com/colomaconsultores/docs/la\\_cal\\_\\_\\_es\\_un\\_reactivo\\_qu\\_\\_mico\\_2](https://issuu.com/colomaconsultores/docs/la_cal___es_un_reactivo_qu__mico_2) (Septiembre, 2017).
19. Columbec S.A. (2017). *Difusor de membrana para generar burbujas finas.* Recuperado de <http://www.columbec.com/equipos-y-soluciones-industriales/accesorios-sistemas-de-bombeo/177-difusor-de-membrana-para-generar-burbujas-finas> (Septiembre, 2017).
20. Conferencia Americana de Higienistas Industriales Gubernamentales (ACGIH). (2017). *Threshold Limit Values for Chemical Substances and Physical Agents & Biological Exposure Indices.* Recuperado de <https://www.acgih.org/forms/store/ProductFormPublic/2017-tlvs-and-beis> (Agosto, 2017).
21. Couper, J., Fair, J., Penney, W. y Walas, S. (2012). *Chemical Process Equipment: Selection and Design.* (3ra. ed.). Estados Unidos: Elsevier Scientific Publishing Comp.
22. Dzombak, D., Ghosh, R. y Wong-Chong, G. (2006). *Cyanide in water and soil: Chemistry, Risk, and Management.* Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=q3PLBQAAQBAJ&pg=PA63&lpg=PA63&dq=cyanide+with+radicals+OH&source=bl&ots=JvYQVC7yPm&sig=Sg9XbFJ5sZQxYAJWAazwu6L4dmc&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwi5oafYt8rUAhVCSiYKHc1JAdAQ6AEISTAF#v=onepage&q=cyanide%20with%20radicals%20OH&f=false> (Mayo, 2017).

23. Empresa Nacional Minera del Ecuador (ENAMI). (2016). *Portafolio de Proyectos 2016*. Recuperado de <http://www.enamiep.gob.ec/?p=403> (Diciembre, 2016).
24. Farr, J. y Jawad, M. (2010). *Guidebook for the Design of ASME Section VIII Pressure Vessels* [Versión Adobe Acrobat Reader DC]. doi: 10.1115/1.859520.
25. Ford, J., Hernández, R. y Zappi, M. (2005). Bench-Scale Evaluation of Advanced Oxidation Processes for Treatment of a Cyanide-Contaminated Wastewater from an Engine Manufacturing Facility. *Environmental Progress*, 25(1), 32-38. doi: 10.1002/ep.10098.
26. Garrett, D. E. (2000). *Chemical Engineering Economics*. Recuperado de [https://books.google.com.ec/books?id=hB3tCAAQBAJ&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs\\_ge\\_summary\\_r&cad=0#v=onepage&q&f=false](https://books.google.com.ec/books?id=hB3tCAAQBAJ&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false) (Mayo, 2017).
27. Glasser, L. y Brooke, H. (2012). Single-Ion Heat Capacities,  $C_{pion}$  (298), of Solids: with a Novel Route to Heat-Capacity Estimation of Complex Anions. *Inorganic Chemistry*, 51(11), 6360-6366.
28. Gomella, C. y Guerrée, H. (1997). *Tratamiento de aguas para abastecimiento público*. Recuperado de [https://books.google.com.ec/books?id=W9sMqDIwMTMC&printsec=frontcover&hl=fr&source=gbs\\_ge\\_summary\\_r&cad=0#v=onepage&q&f=false](https://books.google.com.ec/books?id=W9sMqDIwMTMC&printsec=frontcover&hl=fr&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false) (Abril, 2017).
29. Google Earth. (2018). *BIRA S.A.* Recuperado de <https://earth.google.com/web/@-3.67939885,-79.64525323,712.54030856a,1089.37989668d,35y,-1.43181824h,20.04520499t,0r/data=CkwaShJECiUweDkwMzM1OGFiZ>

GI0MmQ0YmY6MHg2NWQ2ZTYzNGQ4NTIkNGVIGQSQNX48bw3AIZIt  
gUpL6VPAKglCSVJBIFMuQS4YAiAB (Enero, 2018).

30. Gottschalk, C., Libra, J. y Saupe, A. (2010). *Ozonation of water and waste water: A practical guide to understanding ozone and its applications*. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=MGpBHLw2POsC&printsec=frontcover&dq=Ozonation+of+water+and+waste+water:+a+practical+guide+to+understanding+ozone+and+its+application&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwiC9u-M5ODcAhXKu1MKHdDDBWgQ6AEIKDAA#v=onepage&q=doi&f=false> (Noviembre, 2017).
31. Gurol, M. y Bremen, W. (2009). Kinetics and mechanism of ozonation of free cyanide species in water. *Environmental Science & Technology*, 19(9), 804-809. doi: 10.1021/es00139a006.
32. Holman, J. (1999). *Transferencia de calor*. (10ma. ed.). México D.F., México: McGraw-Hill, Inc.
33. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social (IESS). (2018). *Afiliación y fondos de reserva*. Recuperado de <https://www.iess.gob.ec/es/web/afiliado/fondos-de-reserva> (Enero, 2018).
34. Instituto Nacional De Meteorología e Hidrología (INAMHI). (2017). *Análisis Climatológico Decadal*. Recuperado de <http://www.serviciometeorologico.gob.ec/clima/#> (Abril, 2017).
35. Jakobsen, H. A. (2014). *Chemical Reactor Modeling*. Recuperado de <http://www.springer.com/la/book/9783319050911> (Abril, 2017).
36. Kantarci, N., Borak, F. y Ulgen, K.O. (2005). Bubble Column Reactors. *Process Biochemistry*, 40(2005), 2263-2283. Recuperado de

[https://web.ist.utl.pt/ist11061/de/Equipamento/BubbleColumnReactors\(review\).pdf](https://web.ist.utl.pt/ist11061/de/Equipamento/BubbleColumnReactors(review).pdf) (Mayo, 2017).

37. Kepa, U., Stanczyk, E. y Stepniak, L. (2008). The use of the advanced oxidation process in the ozone + hydrogen peroxide system for the removal of cyanide from water. *Desalination: The International Journal on the Science and Technology of Desalting and Water Purification*, 223(3), 187-193. doi: 10.1016/j.desal.2007.01.215.
38. Kim, Y., Qureshi, T. y Min, K. (2003). Application of advanced oxidation processes for the treatment of cyanide containing effluent. *Environmental Technology*, 24(10), 1269-1276. doi: 10.1080/09593330309385669.
39. Langlais, B., Reckhow, D. y Brink, D. (1991). *Ozone in Water Treatment: Application and Engineering*. (1ra. ed.). Washington, D.C., Estados Unidos: Lewis Publishers.
40. Lenntech. (2018). *Tratamiento y purificación del agua*. Recuperado de <https://www.lenntech.es/sistemas/ozono/destructor/destructor-de-ozono.htm> (Enero, 2018).
41. Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*. Recuperado de [https://books.google.com.ec/books?id=jF\\_1vse6AKoC&printsec=frontcover&dq=Chemical+reaction+engineering+Levenspiel&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwict9fS9ODcAhXEs1MKHcLeCB4Q6AEIPTAD#v=onepage&q=doi&f=false](https://books.google.com.ec/books?id=jF_1vse6AKoC&printsec=frontcover&dq=Chemical+reaction+engineering+Levenspiel&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwict9fS9ODcAhXEs1MKHcLeCB4Q6AEIPTAD#v=onepage&q=doi&f=false) (Noviembre, 2017).
42. Lieberman, N. y Lieberman, E. (2008). *A Working Guide to Process Equipment*. doi: 10.1036/0071496742.
43. Manley, T. y Niegowski, S. (2010). *Kirk Othmer Encyclopedia of Chemical Technology* [Versión Adobe Acrobat Reader DC]. Recuperado de

<https://es.scribd.com/document/356206456/Kirk-Othmer-Encyclopedia-of-Chemical-Technology-V5-4th-Edition-pdf> (Diciembre, 2017).

44. McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química* [Versión Adobe Acrobat Reader DC]. Recuperado de [http://www.academia.edu/28732190/Operaciones\\_Unitarias\\_en\\_Ingenieria\\_Quimica\\_7ma\\_Edici%C3%B3n\\_-\\_Warren\\_L.\\_McCabe](http://www.academia.edu/28732190/Operaciones_Unitarias_en_Ingenieria_Quimica_7ma_Edici%C3%B3n_-_Warren_L._McCabe) (Octubre, 2017).
45. Metcalf, L. y Eddy, H. (2013). *Ingeniería de Aguas Residuales: Tratamiento, vertido y reutilización*. (5ta. ed.). Madrid, España: McGraw-Hill, Inc.
46. Mills, A. (1995). *Transferencia de calor*. (1era. ed.). Madrid, España: Times Mirror de España S.A.
47. Ministerio de Desarrollo Social. (2016). *Preparación y Evaluación Social de Proyectos*. Recuperado de <http://slideplayer.es/slide/10227179/> (Febrero, 2017).
48. Ministerio de Recursos Naturales No Renovables. (2017). *Plan Estratégico 2014-2017*. Recuperado de <http://www.hidrocarburos.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2015/03/Plan-Estrategico-MRNNR-2014-2017.pdf> (Noviembre, 2017).
49. Ministerio del Ambiente del Ecuador (MAE). (2015). *Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente: Anexo I del Libro VI - Norma de Calidad Ambiental y de Descarga de Efluentes (Recurso Agua)*. Recuperado de [http://gis.uazuay.edu.ec/ide2015/links\\_doc\\_contaminantes/REGISTRO%20OFICIAL%20387%20-%20AM%20140.pdf](http://gis.uazuay.edu.ec/ide2015/links_doc_contaminantes/REGISTRO%20OFICIAL%20387%20-%20AM%20140.pdf) (Febrero, 2017).
50. Ministerio del Ambiente del Ecuador (MAE). (2016a). *Ordenamiento Ambiental Integral en la Cuenca del Río Puyango*. Recuperado de



<http://www.ambiente.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2015/06/1.-Documento-Programa-del-Puyango-26-11-2013.pdf> (Febrero, 2017).

51. Ministerio del Ambiente del Ecuador (MAE). (2016b). *Uso de Cianuro, una alternativa ambiental viable para actividades mineras*. Recuperado de <http://www.ambiente.gob.ec/uso-de-cianuro-un-alternativa-ambiental-viable-para-actividades-mineras/> (Febrero, 2017).
52. Montgomery Watson Inc. y TRW Inc. (1998). *Peroxone Groundwater Treatment Demonstration*. Recuperado de <http://oai.dtic.mil/oai/oai?verb=getRecord&metadataPrefix=html&identifier=ADA341273> (Abril, 2017).
53. Mouza, A., Dalakoglou, G. y Paras, S. (2005). Effect of liquid properties on the performance of bubble column reactors with fine pores spargers. *Chemical Engineering Science*, 60(1), 1465-1475. doi: 10.1016/j.ces.2004.10.013.
54. Mudder T., Botz, M. y Smith, A. (2001). *Chemistry and Treatment of Cyanidation Wastes*. Recuperado de <http://dana6.free.fr/3%20060713%20English%20Compendium.pdf> (Mayo, 2017).
55. Muñoz, F., Vargas, P., Sandoval, C., Morillo, J. y Cevallos, N. (2018). Combined Treatment Using Ozone For Cyanide Removal From Wastewater: A Comparison. *Revista Internacional de Contaminación Ambiental*, en prensa.
56. National Aeronautics and Space Administration (NASA). (2018). *Surface meteorology and Solar Energy - Available Tables*. Recuperado de [https://eosweb.larc.nasa.gov/cgi-bin/sse/grid.cgi?&num=101087&lat=-3.679&submit=Submit&hgt=100&veg=17&sitelev=678&email=wctauber@aol.com&p=grid\\_id&p=TSKIN\\_MN&p=wspd50m&p=gipe\\_wnd&p=RH1](https://eosweb.larc.nasa.gov/cgi-bin/sse/grid.cgi?&num=101087&lat=-3.679&submit=Submit&hgt=100&veg=17&sitelev=678&email=wctauber@aol.com&p=grid_id&p=TSKIN_MN&p=wspd50m&p=gipe_wnd&p=RH1)



OM&p=Q10M&p=PS&p=col\_precip&p=RAIN&step=2&lon=-79.646  
(Enero, 2018).

57. Observatorio de Conflictos Mineros de América Latina (OCMAL). (2010). *Emergencia: Ríos Calera y Amarillo altamente contaminados por actividad minera*. Recuperado de <http://www.conflictosmineros.net/contenidos/12-ecuador/5832-emergencia-rios-calera-y-amarillo-altamente-contaminados-por-actividad-minera> (Febrero, 2017).
58. Olalde, K. (2006). *Técnica de Planificación del Tiempo del Proyecto*. Recuperado de <http://www.ehu.eus/asignaturasKO/PM/Gestion/gespro2New.htm> (Noviembre, 2017).
59. Pedrollo. (2017). *Curvas y datos de prestaciones*. Recuperado de <http://pedrollo.com.ec/producto/hf/> (Agosto, 2017).
60. Pérez, J. (2012). *Tratamiento de aguas: Filtración*. Recuperado de [http://www.bdigital.unal.edu.co/70/6/45\\_-\\_5\\_Capi\\_4.pdf](http://www.bdigital.unal.edu.co/70/6/45_-_5_Capi_4.pdf) (Mayo, 2017).
61. Perry, R. H. y Green, D. (2007). *Perry's Chemical Engineers Handbook* [Versión Adobe Acrobat Reader DC]. Recuperado de <https://pdfsu.com/lib.php?q=read/wed-38/perry-chemical-engineering-h-8th-edition&ref=sip.ams3.beeple.eu> (Mayo, 2017).
62. Pesántez, D., De La Torre, E. y Guevara, A. (2010). Influencia del ion cúprico y del cobre metálico en la oxidación del cianuro libre con aire y carbón activado. *Revista Politécnica*, 29(1), 1-7. Recuperado de <http://bibdigital.epn.edu.ec/bitstream/15000/4337/1/RP-No.29%281%29.pdf> (Octubre, 2017).
63. Peters, M., Timmerhaus, K. y West, R. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* [Versión Adobe Acrobat Reader DC]. Recuperado de

[https://www.dioneoil.com/uploads/6/8/7/4/6874938/plant\\_design\\_and\\_economics\\_for\\_chemical\\_engineers.pdf](https://www.dioneoil.com/uploads/6/8/7/4/6874938/plant_design_and_economics_for_chemical_engineers.pdf) (Marzo, 2017).

64. Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA). (2010). *Código L-TP 1.1: Preparación de Diagramas de Proceso*. Recuperado de <https://unefmdisenodeplantas.files.wordpress.com/2017/03/midl-tp1-150615205233-lva1-app6891.pdf> (Mayo, 2017).
65. Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA). (2014). *Código MPD-01-DP-01: Temperatura y Presión de Diseño*. Recuperado de <https://es.scribd.com/document/343928954/mdp-01-dp-01-pdf> (Noviembre, 2017).
66. Petróleos Mexicanos S.A. (PEMEX). (2014). NRF-010: *Espaciamientos Mínimos y Criterios para la Distribución de Instalaciones Industriales*. Recuperado de <http://www.pemex.com/procura/procedimientos-de-contratacion/normas-referencia/Documents/NRF-010-PEMEX-2014.pdf> (Noviembre, 2017).
67. Pexgol S.A. (2017). *Caso de estudio 28: Transporte de lechada de cal*. Recuperado de <http://www.argenteomining.com/wp-content/uploads/2016/05/Case-28-liquid-gypsum-MexicoV2.pdf> (Mayo, 2017).
68. Pro-Ecuador. (2017). *Incoterms 2010*. Recuperado de <http://www.proecuador.gob.ec/exportadores/requisitos-para-exportar/incoterms/> (Junio, 2017).
69. Quiminet. (2018a). *Proveedores de Peróxido de Hidrógeno al 50 %*. Recuperado de <https://www.quiminet.com/productos/peroxido-de-hidrogeno-al-35-5611634679.htm> (Enero, 2018).

70. Quiminet. (2018b). *Proveedores de Óxido de Calcio*. Recuperado de <https://www.quiminet.com/productos/oxido-de-calcio-55733416.htm> (Enero, 2018).
71. Rakness, K. (2005). *Ozone in Drinking Water Treatment: Process design, Operation, and Optimization*. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=qCPRoGC64mMC&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false> (Abril, 2017).
72. Ramalho, R. (2009). *Tratamiento de Aguas Residuales*. Recuperado de <https://books.google.es/books?hl=es&lr=&id=30etGjzPXyWC&oi=fnd&pg=PA1&dq=procesos+para+quitar+la+turbidez+de+las+aguas&ots=OBxgKRhAod&sig=2wdQbZOz0mtGegHYJdA16Def1ug#v=onepage&q&f=false> (Febrero, 2017).
73. Rincón, S., Rueda, L., Yáñez, E. y García, J. (2007). Metodología de las pruebas de sedimentación para el estudio del proceso de clarificación del aceite crudo de palma. *Palmas*, 29(3), 1-20. Recuperado de <https://publicaciones.fedepalma.org/index.php/ceniavances/article/download/10312/10302> (Abril, 2017).
74. Romero, J. (2004). *Tratamiento de Aguas Residuales: Teoría y principio de diseño*. (3ra. ed.). Bogotá, Colombia: Escuela Colombiana de Ingeniería.
75. Schwalbe, K. (2007). *Information Technology Project Management*. Recuperado de [https://books.google.com.ec/books?id=k0h0TOac-FgC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs\\_ge\\_summary\\_r&cad=0#v=onepage&q&f=false](https://books.google.com.ec/books?id=k0h0TOac-FgC&printsec=frontcover&hl=es&source=gbs_ge_summary_r&cad=0#v=onepage&q&f=false) (Diciembre, 2017).
76. Secretaria Nacional de Planificación y Desarrollo (SENPLADES). (2018). *Diagnóstico Socioeconómico y Territorial de la Provincia de El Oro*. Recuperado de <http://www.eloro.gob.ec/wp-content/uploads/2013/12/diagsocprov.pdf> (Enero, 2018).

77. Sinnott, R. (2005). *Chemical Engineering Design* [Versión Adobe Acrobat Reader DC]. Recuperado de <http://dl4a.org/uploads/pdf/Coulson%20Richardson's%20Chemical%20Engineering%20Vol.6%20Chemical%20Engineering%20Design%204th%20Edition.pdf> (Enero, 2017).
78. Smith, R. (2016). *Chemical Process Design and Integration*. Recuperado de <https://books.google.com.ec/books?id=pVA1CAAQBAJ&printsec=frontcover&hl=es#v=onepage&q&f=false> (Agosto, 2017).
79. Solano y Segarra (2015). *Peróxido de hidrógeno en solución*. Recuperado de <http://www.ebd.csic.es/lie/PDF/PEROXIDO%20DE%20HIDROGENO.pdf> (Septiembre, 2017).
80. Solvay Chemicals, Inc. (2015). *Peróxido de hidrógeno: Seguridad y Manejo (Hoja de datos técnicos)*. Recuperado de <http://www.solvay.us/en/binaries/HH-2323-sp-236797.pdf> (Septiembre, 2017).
81. Spiegel, J. M., Breih, J., Beltrán, E., Parra, J., Solis, F., Yassi, A., Rojas, A., Orrego, E., Henry, B., Bowie, R., Pearce, L., Gaibor, P., Velásquez, P., Concepción, M. y Parkes, M. (2011). Establishing a community of practice of researchers, practitioners, policy-makers and communities to sustainably manage environmental health risks in Ecuador. *BMC International Health and Human Rights*, 11(2), 1-7. doi: 10.1186/1472-698X-11-S2-S5.
82. Streeter, V. L., Wylie, E. B. y Bedford, K. W. (2000). *Mecánica de Fluidos* [Versión Adobe Acrobat Reader DC]. Recuperado de <https://es.scribd.com/document/138240464/mecanica-de-los-fluidos-streeter-9-edicion> (Junio, 2017).

83. Tejero, J., Suárez, A. y Jácome, J. (2011). *Filtración*. Recuperado de [ftp://ceres.udc.es/Grado\\_TECIC/Cuarto\\_Curso/Ingenieria%20Ambiental/Filtracion/TEMA-filtraci%C3%B3n-rev140211-ajb.pdf](ftp://ceres.udc.es/Grado_TECIC/Cuarto_Curso/Ingenieria%20Ambiental/Filtracion/TEMA-filtraci%C3%B3n-rev140211-ajb.pdf) (Abril, 2017).
84. The Metropolitan Water District of Southern California (TMWSC). (2010). *Demonstration Scale Evaluation of Ozone and Peroxone*. Recuperado de [https://books.google.com.ec/books?id=Jucmo51b4pAC&pg=PA75&lpg=PA75&dq=tracer+peroxone&source=bl&ots=95cR1d53bT&sig=Tpt5CnWludHdA6N3Do6T\\_jO9OM&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwix\\_d76gPHVAhWI4CYKHc99AKYQ6AEINDAC#v=onepage&q=tracer%20peroxone&f=false](https://books.google.com.ec/books?id=Jucmo51b4pAC&pg=PA75&lpg=PA75&dq=tracer+peroxone&source=bl&ots=95cR1d53bT&sig=Tpt5CnWludHdA6N3Do6T_jO9OM&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwix_d76gPHVAhWI4CYKHc99AKYQ6AEINDAC#v=onepage&q=tracer%20peroxone&f=false) (Abril, 2017).
85. Trapido, M., Veressinina, Y., Preis, S. y Kallas, J. (2001). Advanced Oxidation Processes – Current status and prospects. *Estonian Science Foundation*, 50(2), 59-80. Recuperado de [http://www.kirj.ee/public/va\\_ke/k50-2-1.pdf](http://www.kirj.ee/public/va_ke/k50-2-1.pdf) (Junio, 2017).
86. U.S. Bureau of Labor Statistics (2018). *The Chemical Engineering: The Chemical Engineering Plant Cost Index*. Recuperado de <http://www.chemengonline.com/pci-home> (Enero, 2018).
87. Young, C. y Jordan, T. (2011). Cyanide remediation: Current and past technologies. *Proceedings of the 10th Annual Conference on Hazardous Waste Research*, 106(10), 6-11. Recuperado de <https://www.engg.ksu.edu/HSRC/95Proceed/young.pdf> (Abril, 2017).

## **ANEXOS**

## ANEXO AI

### ANÁLISIS PRELIMINAR

#### CARACTERIZACIÓN FÍSICOQUÍMICA DEL EFLUENTE CIANURADO

En la Tabla AI.1 se presenta la caracterización fisicoquímica del efluente recolectado de la piscina de relave # 5 de la minera en estudio, previo el ingreso al tratamiento de detoxificación.

**Tabla AI.1.** Análisis fisicoquímico del efluente industrial procedente de la piscina de relave # 5 de la concesión minera

<b>Parámetro</b>	<b>Unidad</b>	<b>Valor</b>
pH	-	7,54
Turbidez	NTU	56,00
COT	mg L <sup>-1</sup>	137,80
DQO	mg L <sup>-1</sup>	496,00
Sólidos Suspendidos	mg L <sup>-1</sup>	811,00
Sólidos Disueltos	mg L <sup>-1</sup>	2 094,00
Sólidos totales	mg L <sup>-1</sup>	2 905,00
Cianuro libre	mg L <sup>-1</sup>	172,17
Cianuro WAD	mg L <sup>-1</sup>	387,00
Cianuro total	mg L <sup>-1</sup>	396,00

## CARACTERIZACIÓN MINERALÓGICA DEL EFLUENTE CIANURADO

En la Tabla AI.2 se muestra el análisis mineralógico del efluente cianurado sometido a un proceso de detoxificación con peróxido de hidrógeno, sistema de tratamiento actual de la minera.

**Tabla AI.2.** Caracterización mineralógica del efluente detoxificado por el sistema de tratamiento actual de la concesión minera

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidad</b>	<b>Procedimiento</b>
Oro (Au)	0,46	mg L <sup>-1</sup>	Absorción atómica
Cobre (Cu)	120,00	mg L <sup>-1</sup>	Absorción atómica
Hierro (Fe)	0,06	mg L <sup>-1</sup>	Absorción atómica
Plomo (Pb)	0,04	mg L <sup>-1</sup>	Absorción atómica
Zinc (Zn)	9,00	mg L <sup>-1</sup>	Absorción atómica
Níquel (Ni)	0,09	mg L <sup>-1</sup>	Absorción atómica
Aluminio (Al)	0,03	mg L <sup>-1</sup>	Absorción atómica
Cianuro libre	158,00	mg L <sup>-1</sup>	Espectrofotométrico
Cianuro total	380,00	mg L <sup>-1</sup>	Colorimétrico
Cianuro WAD	370,00	mg L <sup>-1</sup>	Colorimétrico



## ANÁLISIS POS-TRATAMIENTO DEL EFLUENTE CIANURADO

En la Tabla AI.3 se reportan los resultados obtenidos de la caracterización fisicoquímica del efluente cianurado sometido al tratamiento de detoxificación mediante la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno (bajo condiciones de pH = 11 y relación de 2 mg H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>/ mg O<sub>3</sub> en dosis de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>) con relación a los límites máximos de descarga estipulados en el Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente (TULSMA) (MAE, 2015).

**Tabla AI.3.** Análisis fisicoquímico del efluente cianurado sometido al proceso de detoxificación bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> y valores límites de descarga a un cuerpo de agua dulce según la legislación ambiental ecuatoriana

Parámetro	Unidad	Valor	Límite máximo permisible*
[CN <sup>-</sup> ] total	mg L <sup>-1</sup>	0,06	0,10
pH	-	7,00	6,00 – 9,00
Turbidez *	NTU	1,39	20,00
COT	mg L <sup>-1</sup>	24,50	< 100,00
DQO	mg L <sup>-1</sup>	118,50	200,00
Sólidos suspendidos	mg L <sup>-1</sup>	11,00	130,00
Sólidos disueltos	mg L <sup>-1</sup>	1 083,00	1 470,00
Sólidos totales	mg L <sup>-1</sup>	1 094,00	1 600,00

\*(MAE, 2015, p. 330)

## ANEXO AII

### MÉTODO LAM/POE/39 PARA LA DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS SEDIMENTABLES

Los materiales y equipos necesarios para la determinación de sólidos sedimentables son:

- Cono Imhoff de vidrio, 1 L
- Porta cono
- Varilla de agitación

Procedimiento:

- Colocar 1 L de muestra en el cono Imhoff graduado.
- Dejar la muestra en reposo durante 45 min.
- Con una varilla de agitación, remover cuidadosamente el sobrenadante de la muestra con el fin de precipitar los sólidos adheridos en la pared del cono.
- Dejar nuevamente en reposo por 15 min.
- Leer el volumen de partículas sedimentadas en el fondo del cono cada 5 min.
- Reportar los resultados en mL L<sup>-1</sup>.

## ANEXO AIII

### MÉTODO LAM/POE/40 PARA LA DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS TOTALES (ST)

Para la determinación experimental de sólidos totales se utilizaron los siguientes equipos y materiales:

- Balanza analítica ADAM PW 254, 0,0001 g
- Baño maría BROOKFIELD, TC 500
- Crisoles, 100 mL
- Desecador
- Estufa QUINCY LAB INC.
- Pinzas
- Probeta graduada, 100 mL

Procedimiento:

- Precalentar la estufa a una temperatura de 100 °C e introducir el crisol por 2 h.
- Colocar el crisol en el desecador por 30 min. Una vez frío, pesar en la balanza analítica.
- Medir 100 mL de muestra en la probeta y colocar en el crisol previamente tarado.
- Evaporada la muestra en el baño maría, secar en la estufa a una temperatura de 110 °C por 2 h.
- Colocar el crisol en el desecador por 30 min.
- Pesar el crisol con la muestra seca en la balanza analítica.
- Evaluar el resultado de sólidos totales mediante la ecuación AIII.1.

$$\text{Sólidos totales (ST)} = \frac{[P_o - P_f]}{V}$$

[AIII.1]

Donde:

ST: Sólidos totales ( $\text{mg L}^{-1}$ )

P<sub>o</sub>: Peso inicial del crisol (mg)

P<sub>f</sub>: Peso final del crisol (mg)

V: 100 mL

## ANEXO AIV

### MÉTODO LAM/POE/38 PARA LA DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS DISUELTOS (SD)

Para la determinación experimental de sólidos disueltos se utilizaron los siguientes equipos y materiales:

- Balanza analítica ADAM PW 254, 0,0001 g
- Baño maría BROOKFIELD, TC 500
- Bomba de vacío EMERSON, 1/3 hp
- Crisoles, 100 mL
- Desecador
- Estufa QUINCY LAB INC.
- Kitasato de 500 mL
- Filtro membrana, 0,45  $\mu\text{m}$
- Pinzas
- Probeta graduada, 100 mL

Procedimiento:

- Precalentar la estufa a una temperatura de 100 °C e introducir el crisol por 2 h.
- Colocar el crisol en el desecador por 30 min. Una vez frío, pesar en la balanza analítica.
- Filtrar 100 mL de muestra por medio de la bomba de vacío y colocar en el crisol previamente tarado.
- Evaporada la muestra en el baño maría, secar en la estufa a una temperatura de 110 °C por 2 h.
- Colocar el crisol en el desecador por 30 min.
- Pesar el crisol con la muestra seca en la balanza analítica.
- Evaluar el resultado de sólidos disueltos mediante la ecuación AIV.1.

$$\text{Sólidos disueltos (SD)} = \frac{[P_o - P_f]}{V} \quad [\text{AIV.1}]$$

Donde:

- SD: Sólidos disueltos ( $\text{mg L}^{-1}$ )  
P<sub>o</sub>: Peso inicial del crisol (mg)  
P<sub>f</sub>: Peso final del crisol (mg)  
V: 100 mL

## ANEXO AV

### MÉTODO ESTANDARIZADO PARA LA DETERMINACIÓN DE SÓLIDOS SUSPENDIDOS (SS)

De acuerdo con APHA, AWWA y WEF (2005), la determinación de los sólidos suspendidos se evalúa mediante la diferencia matemática entre los sólidos totales y disueltos obtenidos de los apartados AIII y AIV (pp. 5-57). La relación entre estos dos parámetros se presenta en la ecuación AV.1.

$$\text{Sólidos suspendidos (SS)} = \text{ST} - \text{SD} \quad [\text{AV.1}]$$

Donde:

SS: Sólidos suspendidos ( $\text{mg L}^{-1}$ )

ST: Sólidos totales ( $\text{mg L}^{-1}$ )

SD: Sólidos disueltos ( $\text{mg L}^{-1}$ )

## ANEXO AVI

### BALANCE DE MASA

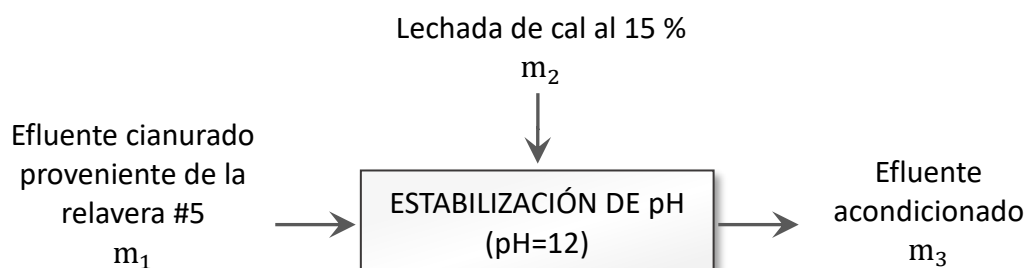
Para el balance de masa del sistema fue necesaria una determinación previa de la densidad del efluente, así como también, la realización de pruebas de sedimentación y filtración. Estos ensayos experimentales se llevaron a cabo en el Laboratorio de Acelerador de Electrones del Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional.

Los resultados obtenidos en la determinación de la densidad del efluente cianurado mediante el método del picnómetro se presentan en la Tabla AVI.1.

**Tabla AVI.1.** Densidad promedio del efluente cianurado recolectado sin tratamiento de detoxificación a 25 °C

No. Muestra	Unidad	Valor
1	kg m <sup>-3</sup>	1 000, 87
2	kg m <sup>-3</sup>	1 000, 84
3	kg m <sup>-3</sup>	1 000, 72
<b>Densidad promedio (<math>\bar{\delta}</math>)</b>	kg m <sup>-3</sup>	1 000, 81

### AVI.1. BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE ESTABILIZACIÓN DE pH



**Figura AVI.1.** Diagrama del proceso de estabilización de pH del efluente cianurado



Según la concesión minera, se producen diariamente 259,20 m<sup>3</sup> de efluente cianurado. Por ende, la corriente m<sub>1</sub> es:

$$m_1 = 259,20 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 1\,000,81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$m_1 = 259\,409,95 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 23\,779,25 \frac{\text{lb efluente cianurado}}{\text{h}}$$

Debido a la formación de HCN a valores bajos de pH ( $\leq 9$ ), el sistema precisa de un proceso de acondicionamiento para elevar el pH del efluente de 7,54 a 12,00; escala donde el ion cianuro CN<sup>-</sup> se encuentra en forma estable (Mudder et al., 2001, p. 80).

Como agente regulador de pH, se empleará lechada de cal gracias a su fácil accesibilidad y bajo costo en el mercado. Industrialmente, se aplica de 3 a 5 g de cal por g de CN<sub>WAD</sub> (Botz, Mudder y Akcil, 2005, p. 687). De acuerdo con la Tabla AI.1 el contenido de CN<sub>WAD</sub> a oxidar es de 387 mg L<sup>-1</sup>, por lo tanto, la cantidad de cal (CaO) requerida es:

$$\text{Cal}_{\text{req.}} = 259,20 \frac{\text{m}^3 \text{ efluente}}{\text{d}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} * \frac{387,00 \text{ mg CN}_{\text{WAD}}}{1 \text{ L}} * \frac{1 \text{ g CN}_{\text{WAD}}}{1\,000 \text{ mg}} * \frac{4 \text{ g Cal}}{1 \text{ g CN}_{\text{WAD}}}$$

$$\text{Cal}_{\text{req.}} = 401\,241,60 \frac{\text{g Cal}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ kg Cal}}{1\,000 \text{ g Cal}}$$

$$\text{Cal}_{\text{requerida}} = 401,24 \frac{\text{kg Cal}}{\text{d}}$$

A partir de la determinación de cal necesaria, se procede a calcular la cantidad de lechada de cal al 15 % en sólidos a emplear.

$$\text{Lechada de cal}_{(15\%)} = 401,24 \frac{\text{kg Cal}}{\text{d}} * \frac{100 \text{ kg lechada de cal}}{15 \text{ kg Cal}}$$

$$\text{Lechada de cal}_{(15\%)} = 2\,674,93 \frac{\text{kg lechada de cal}}{\text{d}}$$

$$m_2 = 2\,674,93 \frac{\text{kg lechada de cal}}{\text{d}} = 245,20 \frac{\text{lb lechada de cal}}{\text{h}}$$

Por ende, la cantidad de agua necesaria para la preparación de lechada de cal es:

$$m_{\text{agua}} = 401,24 \frac{\text{kg Cal}}{\text{d}} * \frac{75 \text{ kg agua}}{15 \text{ kg Cal}}$$

$$m_{\text{agua}} = 2\,006,20 \frac{\text{kg agua}}{\text{d}} = 183,90 \frac{\text{lb agua}}{\text{h}}$$

Balance de masa total:

$$m_1 + m_2 = m_3 \quad [\text{AVI.1}]$$

$$259\,409,95 \frac{\text{kg efluente cianurado}}{\text{d}} + 2\,674,93 \frac{\text{kg lechada de cal}}{\text{d}} = m_3$$

$$m_3 = 262\,084,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 24\,024,45 \frac{\text{lb efluente acondicionado}}{\text{h}}$$

Finalmente, se determinan las densidades de la lechada de cal y el efluente acondicionado a partir de la ecuación AVI.2.

$$\frac{1}{\bar{\delta}} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{\delta_i} \quad [\text{AVI.2}]$$

Donde:

$\bar{\delta}$ : Densidad promedio de la mezcla líquida ( $\text{kg m}^{-3}$ )

$\delta_i$ : Densidad de cada componente ( $\text{kg m}^{-3}$ )

$x_i$ : Fracción másica de cada componente

Para una cantidad de cal viva de  $401,24 \text{ kg d}^{-1}$  ( $\delta = 3\,350,00 \text{ kg m}^{-3}$ ) y  $2\,006,20 \text{ kg d}^{-1}$  de agua, la densidad de la lechada de cal al 15 % es:

$$\frac{1}{\bar{\delta}} = \frac{\frac{401,24 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{3\,350,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} + \frac{2\,006,20 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{1\,000,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}{\frac{401,24 \frac{\text{kg}}{\text{d}} + 2\,006,20 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{\text{m}^3}}$$

$$\bar{\delta} = 1\,132,39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

A partir de la densidad de lechada de cal obtenida, se calcula la densidad del efluente acondicionado:

$$\frac{1}{\bar{\delta}} = \frac{259\,409,95 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{259\,409,95 \frac{\text{kg}}{\text{d}} + 2\,674,93 \frac{\text{kg}}{\text{d}}} + \frac{2\,674,93 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{259\,409,95 \frac{\text{kg}}{\text{d}} + 2\,674,93 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}$$

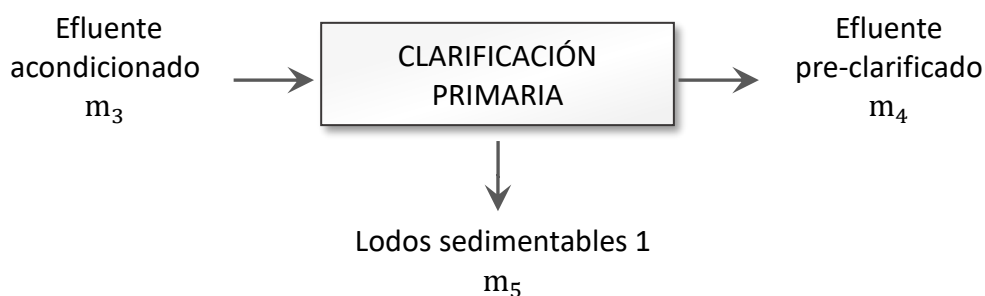
$$\bar{\delta} = 1\,002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

## AVI.2. BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE CLARIFICACIÓN PRIMARIA

Debido a la gran cantidad de sólidos totales encontrados en la muestra, referidos en la Tabla AVI.2, es necesaria la implementación de un proceso de sedimentación previo la de ozonización y oxidación.

**Tabla AVI.2.** Resultados obtenidos de pruebas experimentales de sedimentación en el efluente industrial sin tratamiento de detoxificación

Parámetro	Unidad	Valor
Sólidos suspendidos al inicio de la sedimentación	mg L <sup>-1</sup>	830,00
Sólidos suspendidos al final de la sedimentación	mg L <sup>-1</sup>	390,00



**Figura AVI.2.** Diagrama del proceso de clarificación primaria del efluente acondicionado

Balance de masa total:

$$m_3 = m_4 + m_5$$

$$262\,084,88 \frac{\text{kg efluente acondicionado}}{\text{d}} - m_5 = m_4 \quad [\text{AVI.3}]$$

Balance de lodos sedimentables:

$$X_{3(\text{Lodos})} * m_3 = X_{4(\text{Lodos})} * m_4 + m_5 \quad [\text{AVI.4}]$$

Para una densidad de efluente acondicionado de  $1\,002,00 \text{ kg m}^{-3}$ , se tiene:

$$X_{3(\text{Lodos})} = 830,00 \frac{\text{mg SS}}{\text{L efluente}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ kg SS}}{1 \times 10^6 \text{ mg SS}} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,002,00 \text{ kg}}$$

$$X_{3(\text{Lodos})} = 8,28 \times 10^{-4} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg efluente}}$$

$$X_{4(\text{Lodos})} = 390,00 \frac{\text{mg SS}}{\text{L efluente}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ kg SS}}{1 \times 10^6 \text{ mg SS}} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,002,00 \text{ kg}}$$

$$X_{5(\text{Lodos})} = 3,89 \times 10^{-4} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg efluente}}$$

Al reemplazar la ecuación AVI.3 en AVI.4:

$$\left( 8,28 \times 10^{-4} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg}} * 262\,084,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = \left( 3,89 \times 10^{-4} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg}} \left( 262\,084,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} - m_5 \right) \right) + m_5$$

$$m_5 = 115,10 \frac{\text{kg lodos}}{\text{d}} = 10,55 \frac{\text{lb lodos sedimentables}}{\text{h}}$$

Por lo tanto, la cantidad de agua tratada por la clarificación primaria es:

$$262\,084,88 \frac{\text{kg efluente cianurado}}{\text{d}} - m_5 = m_4$$

$$262\,084,88 \frac{\text{kg efluente cianurado}}{\text{d}} - 115,10 \frac{\text{kg lodos}}{\text{d}} = m_4$$

$$m_4 = 261\,969,78 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 24\,013,90 \frac{\text{lb agua clarificada}}{\text{h}}$$

La densidad del efluente preclarificado se calcula mediante la ecuación AVI.2 a partir de la densidad promedio de lodos sedimentables determinada experimentalmente del proceso de sedimentación primaria ( $1\,278,57\text{ kg m}^{-3}$ ).

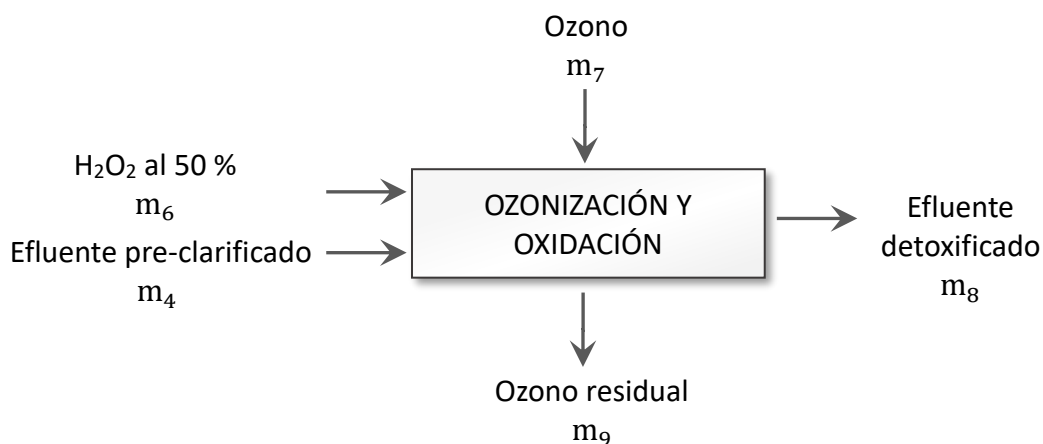
$$\frac{1}{\bar{\delta}} = \frac{X_{\text{clarificado}}}{\delta_{\text{clarificado}}} + \frac{X_{\text{lodos}}}{\delta_{\text{lodos}}}$$

$$\frac{1}{1\,002,00\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = \frac{261\,969,78\frac{\text{kg}}{\text{d}}}{\delta_{\text{clarificado}}} + \frac{115,10\frac{\text{kg}}{\text{d}}}{1\,278,57\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\delta_{\text{clarificado}} = 1\,001,90\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

La clarificación primaria en el efluente acondicionado evitará el taponamiento de los difusores de burbuja fina (1 mm) durante la distribución de ozono.

### AVI.3. BALANCE DE MASA EN EL SISTEMA DE OZONIZACIÓN Y OXIDACIÓN



**Figura AVI.3.** Diagrama del proceso de ozonización y oxidación simultánea  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$

De acuerdo con lo establecido en el proyecto EPN-PII-15-01, la tasa de consumo de ozono media para tratar 90 mL de muestra durante el mejor tiempo de contacto (7,50 min) es de  $6,16\text{ mg de O}_3\text{ min}^{-1}$ . Por lo tanto, la dosis de ozono que reacciona en el sistema es:

$$\text{Dosis } O_3 \text{ Rx} = 6,16 \frac{\text{mg } O_3}{\text{min}} * \frac{7,50 \text{ min}}{90 \text{ mL efluente}} * \frac{1\,000 \text{ mL efluente}}{1 \text{ L efluente}}$$

$$\text{Dosis } O_3 \text{ Rx} = 513,33 \frac{\text{mg } O_3}{\text{L efluente}}$$

De esta manera, el flujo de ozono que se consumirá a escala industrial para tratar un caudal de 261,47 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> es de:

$$\text{Consumo } O_3 = 513,33 \frac{\text{mg } O_3}{\text{L efluente}} * \frac{1\,000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} * \frac{261,47 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ kg } O_3}{10^6 \text{ mg } O_3}$$

$$\text{Consumo } O_3 = 134,22 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}}$$

La concentración de ozono en la corriente de alimentación se determinará a partir de una eficiencia de transferencia promedio del 90 %, valor comúnmente encontrado en procesos de ozonización en columnas de burbujeo (Langlais et al., 1991, p. 391). La diferencia entre el ozono aplicado al reactor y el ozono en el gas de escape corresponde al consumo de ozono determinado. Por ende, al aplicar la ecuación 3.12 de la sección 3 se tiene:

$$\% E_f = \frac{[O_3 \text{ Feed} - O_3 \text{ Out}]}{O_3 \text{ Feed}} * 100$$

$$90 = \frac{134,22 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}}}{O_3 \text{ Feed}} * 100$$

$$O_3 \text{ Feed} = 149,13 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}}$$

Donde:

$$m_7 (\text{Ozono}) = 149,13 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}} = 13,67 \frac{\text{lb } O_3}{\text{h}}$$

Mediante la diferencia entre la producción diaria de ozono requerida y la tasa de consumo respectiva se determina la concentración de ozono en la corriente de salida, tal que:

$$\text{Consumo } O_3 = [O_3 \text{ Feed} - O_3 \text{ Out}]$$

$$O_3 \text{ Out} = 149,13 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}} - 134,22 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}}$$

$$O_3 \text{ Out} = 14,91 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}}$$

Por lo tanto, la cantidad de ozono residual generado en el proceso es:

$$m_9 (\text{Ozono residual}) = 14,91 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}} = 1,37 \frac{\text{lb } O_3}{\text{h}}$$

Según datos experimentales, para tratar 90 mL de efluente cianurado se requiere trabajar con una relación másica constante entre el peróxido de hidrógeno y ozono transferido al agua de 2.

$$\frac{\text{mg } H_2O_2}{\text{mg } O_3} = 2$$

Donde:

$$\text{Dosis } H_2O_2 = 2 \frac{\text{mg } H_2O_2}{\text{mg } O_3} * 513,33 \frac{\text{mg } O_3}{\text{L efluente}}$$

$$\text{Dosis } H_2O_2 = 1\,026,66 \frac{\text{mg } H_2O_2}{\text{L efluente}}$$

Por lo tanto, la cantidad diaria de peróxido de hidrógeno puro requerida a escala industrial es:

$$H_2O_2 \text{ puro} = 1\,026,66 \frac{\text{mg } H_2O_2}{\text{L efluente}} * \frac{1\,000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} * \frac{261,47 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ kg } H_2O_2}{10^6 \text{ mg } H_2O_2}$$

$$H_2O_2 \text{ puro} = 268,44 \frac{\text{kg } H_2O_2}{\text{d}} = 24,61 \frac{\text{lb } H_2O_2}{\text{h}}$$

De acuerdo con Rakness (2005), para procesos de oxidación química se utiliza generalmente soluciones de peróxido de hidrógeno al 50 % en peso gracias a sus

características físicas y menor costo (p. 58). Por ende, la cantidad diaria de peróxido de hidrógeno al 50 % requerida es:

$$m_6 (\text{H}_2\text{O}_2 \text{ al } 50 \%) = 268,44 \frac{\text{kg H}_2\text{O}_2}{\text{d}} * \frac{100 \text{ kg solución}}{50 \text{ kg H}_2\text{O}_2}$$

$$m_6 (\text{H}_2\text{O}_2 \text{ al } 50 \%) = 536,88 \frac{\text{kg solución}}{\text{d}} = 49,21 \frac{\text{lb solución}}{\text{h}}$$

Balance de masa total:

$$m_4 + m_6 + m_7 = m_8 + m_9 \quad [\text{AVI.5}]$$

$$m_8 = 261\,969,78 \frac{\text{kg efluente}}{\text{d}} + 536,88 \frac{\text{kg H}_2\text{O}_2}{\text{d}} + 149,13 \frac{\text{kg O}_3}{\text{d}} - 14,91 \frac{\text{kg O}_3}{\text{d}}$$

$$m_8 = 262\,640,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 24\,075,41 \frac{\text{lb efluente tratado}}{\text{h}}$$

Finalmente, la densidad promedio del efluente tratado se determinó mediante el empleo del software de simulación de procesos CHEMCAD v.6.5.7. Para un flujo másico total de 262 640,88 kg d<sup>-1</sup> y una temperatura de operación de 322,93 K, la densidad de la mezcla resultó ser de 981,00 kg m<sup>-3</sup>.

#### **AVI.4. BALANCE DE MASA EN EL TANQUE SECUNDARIO DE CLARIFICACIÓN**

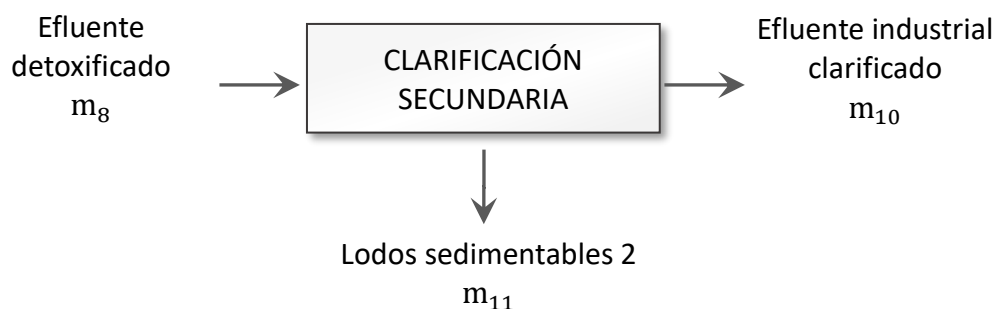
El aumento de turbidez del efluente posterior al tratamiento O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> y la formación de un precipitado durante el proceso, sugirieron una evaluación de sólidos totales, disueltos y suspendidos con base en los métodos experimentales descritos en los Anexos AIII, AIV y AV, respectivamente.

En la Tabla AVI.3 se presentan los resultados obtenidos de sólidos suspendidos tanto al inicio como al final de la sedimentación secundaria a escala de laboratorio.



**Tabla AVI.3.** Resultados obtenidos de pruebas experimentales de sedimentación en el efluente industrial posterior al tratamiento O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Parámetro	Unidad	Valor
Sólidos suspendidos al inicio de la sedimentación	mg L <sup>-1</sup>	376,00
Sólidos suspendidos al final de la sedimentación	mg L <sup>-1</sup>	69,00



**Figura AVI.4.** Diagrama del proceso de clarificación secundaria del efluente detoxificado

Balance de masa total:

$$m_8 = m_{10} + m_{11}$$

$$262\,640,88 \frac{\text{kg efluente tratado}}{\text{d}} - m_{11} = m_{10} \quad [\text{AVI.6}]$$

Balance de lodos sedimentables:

$$X_{8(\text{Lodos})} * m_8 = X_{10(\text{Lodos})} * m_{10} + m_{11} \quad [\text{AVI.7}]$$

Para una densidad promedio de efluente tratado de 981,00 kg m<sup>-3</sup>, se tiene:

$$X_{8(\text{Lodos})} = 376,00 \frac{\text{mg SS}}{\text{L efluente}} * \frac{1\,000\text{ L}}{1\text{ m}^3} * \frac{1\text{ kg SS}}{1 \times 10^6\text{ mg SS}} * \frac{1\text{ m}^3\text{ efluente}}{981,00\text{ kg}}$$

$$X_{8(\text{Lodos})} = 3,83 \times 10^{-4} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg efluente}}$$

$$X_{10(\text{Lodos})} = 69,00 \frac{\text{mg SS}}{\text{L efluente}} * \frac{1\,000\text{ L}}{1\text{ m}^3} * \frac{1\text{ kg SS}}{1 \times 10^6\text{ mg SS}} * \frac{1\text{ m}^3\text{ efluente}}{981,00\text{ kg}}$$

$$X_{10}(\text{Lodos}) = 7,03 \times 10^{-5} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg efluente}}$$

Al reemplazar la ecuación AVI.6 en AVI.7:

$$\left( 3,83 \times 10^{-4} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg}} * 262\,640,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = \left( 7,03 \times 10^{-5} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg}} \left( 262\,640,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} - m_{11} \right) \right) + m_{11}$$

$$m_{11} = 82,13 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 7,53 \frac{\text{lb lodos sedimentables}}{\text{h}}$$

Por lo tanto, la cantidad de agua tratada por la clarificación secundaria es:

$$262\,640,88 \frac{\text{kg efluente}}{\text{d}} - m_{11} = m_{10}$$

$$262\,640,88 \frac{\text{kg efluente}}{\text{d}} - 82,13 \frac{\text{kg lodos}}{\text{d}} = m_{10}$$

$$m_{10} = 262\,558,75 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 24\,067,89 \frac{\text{lb agua clarificada}}{\text{h}}$$

La densidad del efluente clarificado se calcula mediante la ecuación AVI.2 a partir de la densidad promedio de lodos sedimentables determinada experimentalmente del proceso de sedimentación secundaria ( $1\,053,08 \text{ kg m}^{-3}$ ).

$$\frac{1}{\bar{\delta}} = \frac{x_{\text{clarificado}}}{\delta_{\text{clarificado}}} + \frac{x_{\text{lodos}}}{\delta_{\text{lodos}}}$$

$$\frac{1}{981,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = \frac{262\,558,75 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{\delta_{\text{clarificado}} + 82,13 \frac{\text{kg}}{\text{d}}} + \frac{82,13 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{262\,558,75 \frac{\text{kg}}{\text{d}} + 82,13 \frac{\text{kg}}{\text{d}}} + \frac{1\,053,08 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\delta_{\text{clarificado}} = 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Adicionalmente, como parámetro de evaluación de la calidad del efluente se determinó los NTU alcanzados al final de la sedimentación secundaria, valor que se estableció en 31,4.

## AVI.5. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE FILTRACIÓN

Con el fin de disminuir la turbidez del efluente detoxificado y separar la materia en suspensión que no fue removida en el proceso de sedimentación secundaria, se realizó una filtración a escala de laboratorio mediante el uso de un filtro membrana de 0,45  $\mu\text{m}$  de poro. En la Tabla AVI.4 se indica la concentración de sólidos suspendidos tanto de la fase sobrenadante del proceso de sedimentación como de la muestra ya filtrada.

**Tabla AVI.4.** Concentración de sólidos suspendidos al inicio y al final del proceso de filtración de la fase sobrenadante del proceso de sedimentación

Parámetro	Unidad	Valor
Sólidos suspendidos al inicio de la filtración	$\text{mg L}^{-1}$	69,00
Sólidos suspendidos al final de la filtración	$\text{mg L}^{-1}$	11,00



**Figura AVI.5.** Diagrama del proceso de filtración del efluente tratado

Balance de masa total:

$$m_{10} = m_{12} + m_{13}$$

$$262\,558,75 \frac{\text{kg agua clarificada}}{\text{d}} - m_{13} = m_{12} \quad [\text{AVI.8}]$$

Balance de lodos:

$$X_{10}(\text{Sólidos}) * m_{10} = X_{12}(\text{Sólidos}) * m_{12} + m_{13} \quad [\text{AVI.9}]$$

Para una densidad de efluente clarificado de  $980,98 \text{ kg m}^{-3}$ , se tiene:

$$X_{10} (\text{Sólidos}) = 69,00 \frac{\text{mg SS}}{\text{L efluente}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ kg SS}}{1 \times 10^6 \text{ mg SS}} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{980,98 \text{ kg}}$$

$$X_{10} (\text{Sólidos}) = 7,03 \times 10^{-5} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg efluente}}$$

$$X_{12} (\text{Sólidos}) = 11,00 \frac{\text{mg SS}}{\text{L efluente}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ kg SS}}{1 \times 10^6 \text{ mg SS}} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{980,98 \text{ kg}}$$

$$X_{12} (\text{Sólidos}) = 1,12 \times 10^{-5} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg efluente}}$$

Al reemplazar la ecuación AVI.8 en la AVI.9:

$$\left( 7,03 \times 10^{-5} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg}} * 262\,558,75 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) = \left( 1,12 \times 10^{-5} \frac{\text{kg SS}}{\text{kg}} \left( 262\,558,75 \frac{\text{kg}}{\text{d}} - m_{13} \right) \right) + m_{13}$$

$$m_{13} = 15,52 \frac{\text{kg sólidos filtrados}}{\text{d}} = 1,42 \frac{\text{lb sólidos filtrados}}{\text{h}}$$

Por lo tanto, la cantidad de agua tratada por filtración es:

$$262\,558,75 \frac{\text{kg efluente}}{\text{d}} - m_{13} = m_{12}$$

$$262\,558,75 \frac{\text{kg efluente}}{\text{d}} - 15,52 \frac{\text{kg sólidos filtrados}}{\text{d}} = m_{12}$$

$$m_{12} = 262\,543,23 \frac{\text{kg agua filtrada}}{\text{d}} = 24\,066,46 \frac{\text{lb agua filtrada}}{\text{h}}$$

La determinación de la densidad del efluente filtrado se realiza mediante la ecuación AVI.2 a partir de la densidad promedio de sólidos filtrados determinada experimentalmente ( $1\,002,18 \text{ kg m}^{-3}$ ).

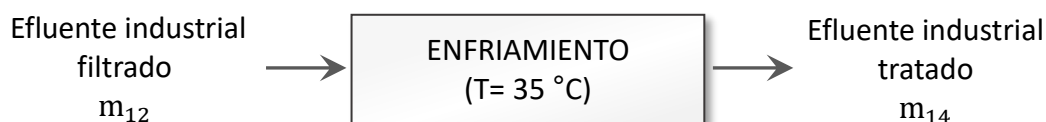
$$\frac{1}{\delta} = \frac{X_{\text{filtrado}}}{\delta_{\text{filtrado}}} + \frac{X_{\text{sól. filtrados}}}{\delta_{\text{sól. filtrados}}}$$

$$\frac{1}{980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = \frac{\frac{262\,543,23 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{\delta_{\text{filtrado}} + 15,52 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}}{\delta_{\text{filtrado}}} + \frac{\frac{15,52 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{\delta_{\text{filtrado}} + 15,52 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}}{1\,002,18 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$\delta_{\text{filtrado}} = 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

## AVI.6. BALANCE DE MASA EN EL ENFRIAMIENTO DEL EFLUENTE FILTRADO

Según el MAE (2015), la temperatura máxima permisible para la descarga de un efluente industrial a un cuerpo de agua dulce es  $\leq 35 \text{ }^\circ\text{C}$  (p. 43). En consecuencia, el último proceso de la planta de tratamiento corresponde al enfriamiento del efluente debido a la elevada temperatura alcanzada por las reacciones químicas dadas durante su detoxificación.



**Figura AVI.6.** Diagrama del proceso de enfriamiento del efluente tratado

Con base en la Figura AVI.6 se establece el balance de masa total para el sistema de enfriamiento:

$$m_{12} = m_{14} \quad \text{[AVI.10]}$$

$$m_{14} = 262\,543,23 \frac{\text{kg}}{\text{d}} = 24\,066,46 \frac{\text{lb agua filtrada}}{\text{h}}$$

## ANEXO AVII

### DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

#### AVII.1. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ESTABILIZACIÓN DE pH

El volumen de operación del tanque de estabilización se determina a partir del caudal del efluente generado del proceso de cianuración ( $259,20 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ ) y un tiempo de contingencia establecido para que, en caso de alguna parada en la planta se pueda acumular el fluido en el equipo y no se detengan los procesos aguas arriba (Lieberman y Lieberman, 2008, p. 652; Romero, 2004, p. 808).

Para tanques atmosféricos regularmente se trabaja con tiempos de contingencia entre 4 y 8 h, de acuerdo con la peligrosidad del proceso (Lieberman y Lieberman, 2008, p. 652). En este caso, se trabajará con un tiempo de contingencia de 4 h, pues el calor desprendido por la reacción se disipa rápidamente en el ambiente.

$$V_{\text{operación}} = Q_{\text{operación}} * t_{\text{contingencia}} \quad [\text{AVII.1}]$$

$$V_{\text{operación}} = 262\,084,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{\text{m}^3}{1\,002,00 \text{ kg}} * 4 \text{ h} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}$$

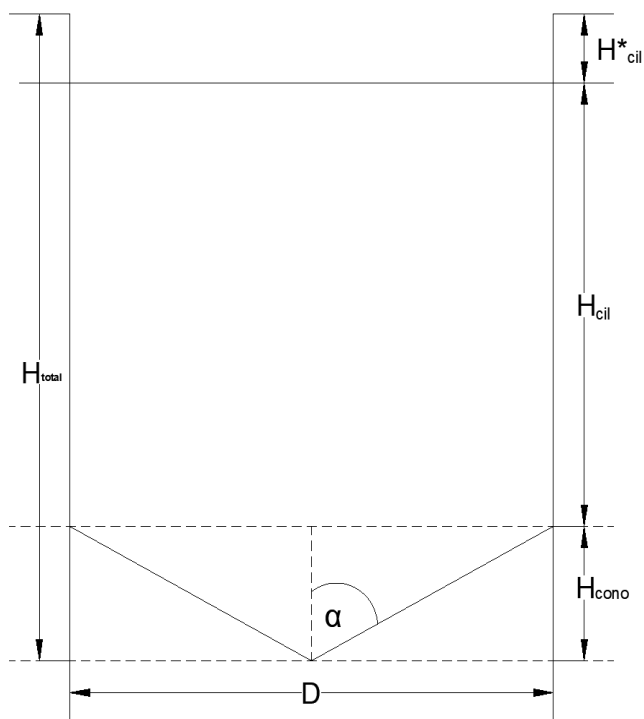
$$V_{\text{operación}} = 43,59 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{operación}} = 274,18 \text{ BBL}$$

Según Romero (2004), es necesario adicionar al sistema un tiempo de reposo de 30 min para asegurar que el pH del lodo se encuentre sobre valores de 12. Por esta razón, se utilizarán dos tanques atmosféricos paralelos con un volumen de operación de  $43,59 \text{ m}^3$ . A partir de este volumen, se determinan las dimensiones de diámetro y altura para cada recipiente según el código API 650.

Debido a la gran cantidad de sólidos totales en el efluente ( $2\,990,00 \text{ mg L}^{-1}$ ), los tanques atmosféricos de estabilización se diseñarán con fondo cónico (API, 2013a,

p. 117). La nomenclatura utilizada para su dimensionamiento está representada en la Figura AVII.1.



**Figura AVII.1.** Esquema de un tanque cilíndrico vertical de fondo cónico para la estabilización del pH

Tanto el volumen de la parte cilíndrica como el de la cónica, conforman la capacidad total del tanque. Para su determinación se emplearán las ecuaciones de la AVII.2 a la AVII.7.

$$V_{\text{nominal}} = V_{\text{operación}} + V_{\text{cilindro vacío}} \quad [\text{AVII.2}]$$

$$V_{\text{cilindro lleno}} = \pi * \frac{D^2}{4} * H_{\text{cil}} \quad [\text{AVII.3}]$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = \pi * \frac{D^2}{4} * H_{\text{cil}}^* \quad [\text{AVII.4}]$$

$$V_{\text{cono}} = \pi * \frac{D^2}{12} * H_{\text{cono}} \quad [\text{AVII.5}]$$

$$V_{\text{operación}} = V_{\text{cilindro lleno}} + V_{\text{cono}} \quad [\text{AVII.6}]$$

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cil}} + H_{\text{cil}}^* + H_{\text{cono}} \quad [\text{AVII.7}]$$

Donde:

$V_{\text{cilindro vacío}}$ : Volumen del cilindro formado por la adición de una altura nominal ( $\text{m}^3$ )

$V_{\text{cilindro lleno}}$ : Volumen del cuerpo cilíndrico del tanque ( $\text{m}^3$ )

$V_{\text{cono}}$ : Volumen del fondo cónico del tanque ( $\text{m}^3$ )

$H_{\text{cono}}$ : Altura del fondo cónico del tanque (m)

$H_{\text{cil}}$ : Altura del cuerpo cilíndrico del tanque (m)

$H_{\text{cil}}^*$ : Altura nominal de diseño (m)

$D$ : Diámetro del tanque (m)

El diámetro del tanque ( $D$ ) se determinó mediante funciones trigonométricas basadas en la asunción de una altura ( $H_{\text{cono}}$ ) de 1,35 m y un semiángulo de inclinación ( $\alpha$ ) de  $60^\circ$  en la sección cónica. Estos valores resultaron de una serie de iteraciones entre la altura de cono y el diámetro del tanque tal que  $H/D$  sea igual a 1 (McCabe et al., 2007, p. 262).

$$\tan 60^\circ = \frac{D}{2 * H_{\text{cono}}}$$

$$D = 2 * 1,35 \text{ m} * \tan 60^\circ$$

$$D = 4,68 \text{ m}$$

Al reemplazar la altura del cono y el diámetro del tanque en la ecuación AVII.5, se tiene:

$$V_{\text{cono}} = \pi * \frac{(4,68 \text{ m})^2}{12} * 1,35 \text{ m}$$

$$V_{\text{cono}} = 7,74 \text{ m}^3$$

Según la ecuación AVII.6, el volumen del cilindro lleno es:



$$43,59 \text{ m}^3 = V_{\text{cilindro lleno}} + 7,74 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro lleno}} = 35,85 \text{ m}^3$$

Asimismo, mediante la aplicación de la ecuación AVII.3 se establece la altura del cilindro lleno a partir del volumen obtenido.

$$35,85 \text{ m}^3 = \pi * \frac{(4,68 \text{ m})^2}{4} * H_{\text{cil}}$$

$$H_{\text{cil}} = 2,08 \text{ m}$$

Para  $V_{\text{operación}} < 1\ 000$  BBL, la capacidad nominal se determina mediante la adición de 4 ft de altura al tanque como sobredimensionamiento (API, 2013a, p. 115). Por ende, el volumen del cilindro vacío se calcula a partir de la ecuación AVII.4.

$$V_{\text{cilindro vacío}} = \pi * \frac{(4,68 \text{ m})^2}{4} * 4 \text{ ft} * \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}}$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = 20,97 \text{ m}^3$$

Al reemplazar el volumen del cilindro vacío en la ecuación AVII.2, se tiene que la capacidad nominal de cada uno de los tanques equivale a:

$$V_{\text{nominal}} = (43,59 + 20,97) \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nominal}} = 64,56 \text{ m}^3$$

Una vez realizados los cálculos necesarios, se determina la altura total del tanque por medio de la ecuación AVII.7.

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cil}} + H_{\text{cil}}^* + H_{\text{cono}}$$

$$H_{\text{total}} = 2,08 \text{ m} + 1,22 \text{ m} + 1,35 \text{ m}$$

$$H_{\text{Total}} = 4,65 \text{ m}$$

Para corroborar que las dimensiones obtenidas son aceptables, se aplica la relación 3.2 de la sección 3.2 como criterio de diseño.

$$\frac{H}{D} = 1$$

$$\frac{4,65 \text{ m}}{4,68 \text{ m}} = 1$$

El proceso de estabilización con lechada de cal sugiere un tiempo mínimo de contacto de 2 h para mantener un elevado valor de pH de 12. Adicionalmente, es necesario un tiempo de reposo de 30 min para asegurar la eliminación de un alto porcentaje de patógenos y microorganismos en el efluente (Metcalf y Eddy, 2013, p. 918).

Por lo tanto, el tiempo de residencia del proceso ( $\tau_R$ ) es:

$$\tau_R = 2,30 \text{ h}$$

#### AVII.1.1. Determinación del espesor de los tanques de estabilización

El material de construcción para los tanques de estabilización de pH se seleccionó en función de la naturaleza de la mezcla. Debido al alto grado de corrosión de la lechada de cal y del cianuro contenido en el efluente se escogió fundición de hierro-clase 20 para la construcción de los tanques (Sinnott, 2005, p. 920). Con base en el material elegido, se establece la tensión máxima permisible de  $152 \text{ N mm}^{-2}$  para la determinación del espesor del tanque (American Society for Metals, 1997, p. 808).

El espesor mínimo de cada equipo se calcula a través de la ecuación AVII.8.

$$t_p = \frac{\delta_L * H_L * g}{2S_t * E} * \frac{D}{10^3} \quad \text{[AVII.8]}$$

Donde:

- $t_p$ :      Espesor mínimo requerido para la pared del tanque (mm)  
 $H_L$ :      Profundidad del líquido (m)

- $\delta_L$ : Densidad del líquido ( $\text{kg m}^{-3}$ )  
 $g$ : Aceleración gravitacional ( $9,81 \text{ m s}^{-2}$ )  
 $S_t$ : Tensión máxima permisible para el material del tanque ( $\text{N mm}^{-2}$ )  
 $E$ : Eficiencia de la junta (si se aplica)  
 $D$ : Diámetro del tanque (m)

Al reemplazar los datos en la ecuación AVII.8, se tiene que el espesor requerido para los tanques de estabilización es:

$$t_p = \frac{1\,002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4,65 \text{ m} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * \frac{4,68 \text{ m}}{10^3}}{2 * 152 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * 1}$$

$$t_p = 0,70 \text{ mm}$$

El espesor de pared mínimo en ningún caso podrá ser menor de 4,76 mm de acuerdo con la normativa API (2013a). Asimismo, el espesor adicional mínimo por corrosión es de 1,60 mm para condiciones de desgaste tolerables. Sin embargo, para ambientes con alto grado de corrosión se aplica 3,20 mm al espesor mínimo requerido (p. 56).

Generalmente, el pretratamiento de fango líquido con cal aumenta la temperatura del sistema de acuerdo con la dosis de cal viva requerida. A elevadas temperaturas, la mezcla de lechada de cal ataca violentamente los metales o plásticos, razón por la cual se aplicará 3,20 mm como futura corrosión admisible (Pexgol S.A., 2017).

$$t_p = (4,76 + 3,20) \text{ mm}$$

$$t_p = 7,96 \text{ mm}$$

### AVII.1.2. Dimensionamiento del sistema de agitación para los tanques

Con base en los criterios de diseño citados en las ecuaciones 3.1 a 3.6 de la sección 3.2.1 se determinan las dimensiones de un sistema de agitación tipo turbina de paletas inclinadas con patrón de flujo axial y velocidad periférica de  $3,60 \text{ m s}^{-1}$ .

El diámetro del agitador tipo turbina ( $D_a$ ) es:

$$D_a = \frac{1}{3} * D$$

$$D_a = \frac{1}{3} * 4,68 \text{ m}$$

$$D_a = 1,56 \text{ m}$$

El ancho de los deflectores ( $J$ ):

$$J = \frac{1}{12} * D$$

$$J = \frac{1}{12} * 4,68 \text{ m}$$

$$J = 0,39 \text{ m}$$

La altura medida desde la base del tanque a la mitad del agitador ( $E$ ) será:

$$E = \frac{1}{3} * D$$

$$E = \frac{1}{3} * 4,68 \text{ m}$$

$$E = 1,56 \text{ m}$$

El ancho del agitador tipo turbina ( $W$ ):

$$W = \frac{1}{5} * D_a$$

$$W = \frac{1}{5} * 1,56 \text{ m}$$

$$W = 0,31 \text{ m}$$

Finalmente, las dimensiones del largo de las aspas del sistema ( $L$ ):

$$L = \frac{1}{4} * D_a$$

$$L = \frac{1}{4} * 1,56 \text{ m}$$

$$L = 0,39 \text{ m}$$

### AVII.1.2.1. Estimación de la potencia para el sistema de agitación

Según Sinnott (2005), para un volumen de operación de 43,59 m<sup>3</sup> y una viscosidad de mezcla de 6 x 10<sup>-4</sup> Ns m<sup>-2</sup>, el tipo de agitador más adecuado es el de turbina o hélice con 420 rpm, tal como se indica en la Figura AXII.1 en el Anexo AXII (p. 472).

El régimen de flujo del sistema se determina mediante el número de Reynolds, mismo que viene dado por la ecuación AVII.9.

$$Re = \frac{Da^2 * N * \bar{\delta}}{\mu} \quad \text{[AVII.9]}$$

Donde:

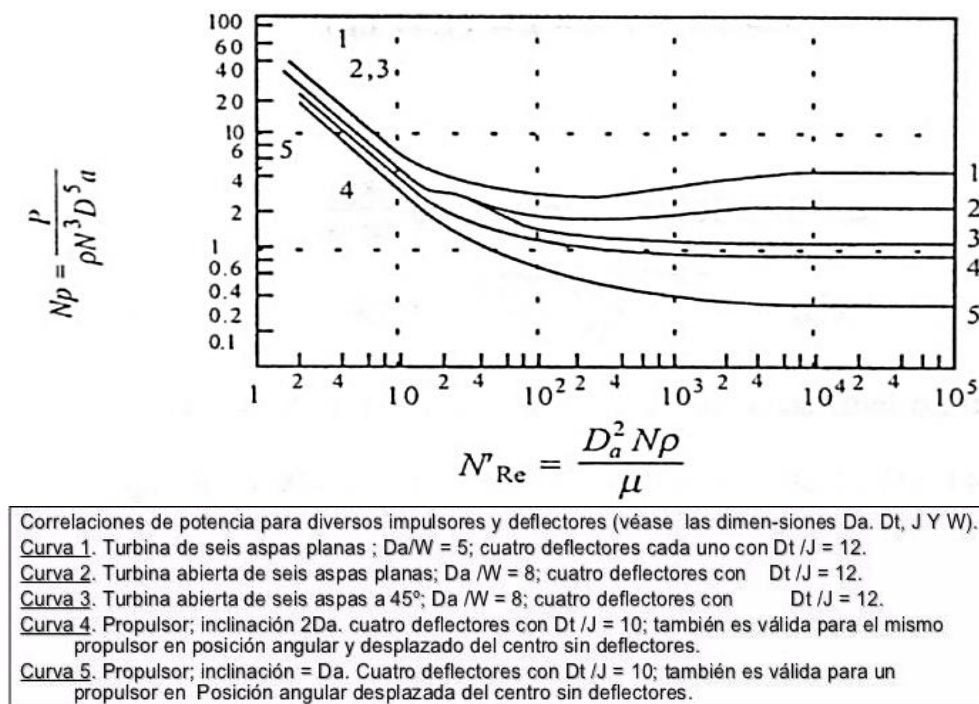
- Re: Número de Reynolds
- Da: Diámetro del agitador (m)
- N: Velocidad de rotación (rev s<sup>-1</sup>)
- $\bar{\delta}$ : Densidad promedio de la mezcla (kg m<sup>-3</sup>)
- $\mu$ : Viscosidad de la mezcla (kg m<sup>-1</sup>s<sup>-1</sup>)

Al reemplazar los valores obtenidos en la ecuación AVII.9 se tiene:

$$Re = \frac{(1,56 \text{ m})^2 * 7,00 \frac{\text{rev}}{\text{s}} * 1\,002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re = 284,49 \times 10^5$$

A partir del número de Reynolds se establece el número de potencia (Np) para agitadores tipo turbina de seis aspas (curva 1 de acuerdo con las dimensiones del agitador) según la Figura AVII.2.



**Figura AVII.2.** Número de potencia ( $N_p$ ) en función del número de Reynolds para diferentes tipos de impulsores y deflectores  
(McCabe et al., 2007, p. 275)

El número de potencia de eje requerido para activar un agitador está dado por la ecuación AVII.10.

$$N_p = \frac{P}{\bar{\delta} * N^3 * D_a^5} \quad [\text{AVII.10}]$$

Donde:

- $N_p$ : Número de potencia  
 $P$ : Potencia estimada (W)  
 $\bar{\delta}$ : Densidad de la mezcla ( $\text{kg m}^{-3}$ )  
 $N$ : Velocidad de agitación real ( $\text{rev s}^{-1}$ )  
 $D_a$ : Diámetro del agitador

La potencia promedio estimada para una mezcla líquido-líquido con agitación media es de  $1,25 \text{ kW m}^{-3}$  (Sinnott, 2005, p. 473). Con base en este valor se determina la potencia requerida para un volumen de operación de  $43,59 \text{ m}^3$  por tanque.

$$P = 43,59 \text{ m}^3 * \frac{1,25 \text{ kW}}{1 \text{ m}^3}$$

$$P = 54,49 \text{ kW}$$

Una vez establecidos el número de potencia de la Figura AVII.2 y la potencia estimada (P), se reemplazan los valores en la ecuación AVII.10 para la determinación de la potencia real.

$$4 = \frac{54\,490 \text{ W}}{1\,002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * N_{\text{real}}^3 * (1,56 \text{ m})^5}$$

$$N_{\text{real}} = \sqrt[3]{\frac{54\,490 \text{ W}}{1\,002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4 * (1,56 \text{ m})^5}}$$

$$N_{\text{real}} = 1,14 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

A continuación, se realiza una serie de iteraciones hasta que la velocidad de agitación obtenida de la Figura AVII.2 y la velocidad de agitación real obtenida de cálculos coincidan en su valor. En la Tabla AVII.1 se presentan los resultados del proceso iterativo entre estos dos valores.

**Tabla AVII.1.** Resultados del proceso de iteración para la determinación de  $N_{\text{real}}$  del sistema de agitación para la estabilización de pH

<b>N asumido (rev s<sup>-1</sup>)</b>	<b>Re</b>	<b>Np</b>	<b>N real (rev s<sup>-1</sup>)</b>
7,00	$284,49 \times 10^5$	4	1,14
1,14	$46,33 \times 10^5$	4	1,14

De acuerdo con los resultados obtenidos, se establece que la velocidad de agitación real es de 1,14 rev s<sup>-1</sup>.

## AVII.2. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE CLARIFICACIÓN PRIMARIA

La determinación del área superficial del clarificador parte de las curvas de sedimentación desarrolladas con base en los resultados de ensayos en el laboratorio. La toma de valores para la altura de interfaz se llevó a cabo en una probeta graduada de 1 000 mL equivalente a una altura total de 34 cm. Los datos obtenidos experimentalmente se registran en las Tablas AVII.2 y AVII.3 respectivamente.

**Tabla AVII.2.** Datos de altura de interfaz de los sólidos sedimentables en el efluente cianurado para diferentes intervalos de tiempo

Tiempo (min)	Altura de la interfaz (cm)
0	19,8
5	11,3
10	4,3
15	1,9
20	1,7
25	1,6
30	1,5
35	1,5
40	1,4
50	1,4
60	1,4

**Tabla AVII.3.** Concentración inicial y final de sólidos totales encontrados en el efluente cianurado

Parámetro	Unidad	Valor
Concentración inicial de sólidos totales en el efluente $C_o$	mg L <sup>-1</sup>	2 990,00
Concentración final de sólidos totales en el lodo espesado $C_u$	mg L <sup>-1</sup>	13 156,00



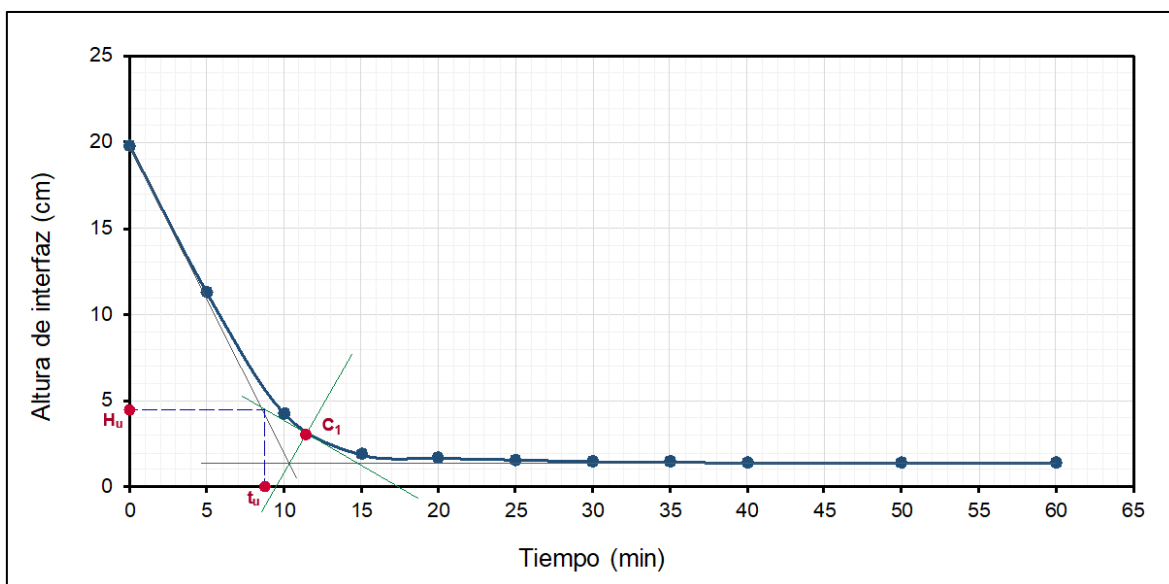
De esta manera, el límite de zona de sedimentación  $H_u$  se determina mediante la ecuación 3.8 de la sección 3.2.1.

$$H_u = \frac{C_o * H_o}{C_u}$$

$$H_u = \frac{2\,990,00 \frac{\text{mg}}{\text{L}} * 0,198 \text{ m}}{13\,156,00 \frac{\text{mg}}{\text{L}}}$$

$$H_u = 0,045 \text{ m}$$

En la Figura AVII.3 se presenta el análisis gráfico de la curva de sedimentación característica para el sistema de clarificación primaria construida a partir de los datos de la Tabla AVII.2. Mediante la aplicación del método de Talmadge y Fitch descrito en la sección 3.2.1 se levanta una tangente a la curva en el punto medio de la zona de sedimentación interferida y de compresión (punto crítico  $C_1$ ). El punto de intersección entre la tangente levantada en  $C_1$  y la recta horizontal trazada para un valor de  $H_u = 4,50 \text{ cm}$ , determina el tiempo último de separación  $t_u$ .



**Figura AVII.3.** Aplicación del método de Talmadge y Fitch en la curva de sedimentación de los sólidos presentes en el efluente cianurado sin tratamiento

Para un tiempo último de separación ( $t_u$ ) de 8,80 min, se determina la velocidad de sedimentación ( $V_s$ ) mediante la ecuación 3.7 de la sección 3.2.1.

$$V_s = \frac{H_o - H_u}{t_u}$$

$$V_s = \frac{0,198 \text{ m} - 0,045 \text{ m}}{8,80 \text{ min}} * \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}}$$

$$V_s = 25,04 \frac{\text{m}}{\text{d}}$$

Con base en los criterios de diseño, el número de unidades mínimas para el proceso de sedimentación es 2 debido a procedimientos de limpieza y mantenimiento. De esta manera, se determina el caudal sobrenadante ( $Q_c$ ) para cada sedimentador a través de la ecuación 3.10 referida en la sección 3.2.2.1.

$$Q_c = \frac{Q * (H_o - H_u)}{H_o}$$

$$Q_c = \frac{261,56 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * (0,198 \text{ m} - 0,045 \text{ m})}{0,198 \text{ m}}$$

$$Q_c = 202,12 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}$$

Una vez obtenidos el caudal sobrenadante y la velocidad de sedimentación, se calcula la superficie de clarificación ( $A_c$ ) a través de la ecuación 3.9.

$$A_c = \frac{Q_c}{V_s}$$

$$A_c = \frac{202,12 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{25,04 \frac{\text{m}}{\text{d}}}$$

$$A_c = 8,07 \text{ m}^2$$

La superficie de espesado de sólidos se determina a través de la ecuación 3.11.

$$A_e = \frac{Q * t_u}{H_o}$$

$$A_e = \frac{261,56 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 8,80 \text{ min} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}{0,198 \text{ m}}$$

$$A_e = 8,07 \text{ m}^2$$

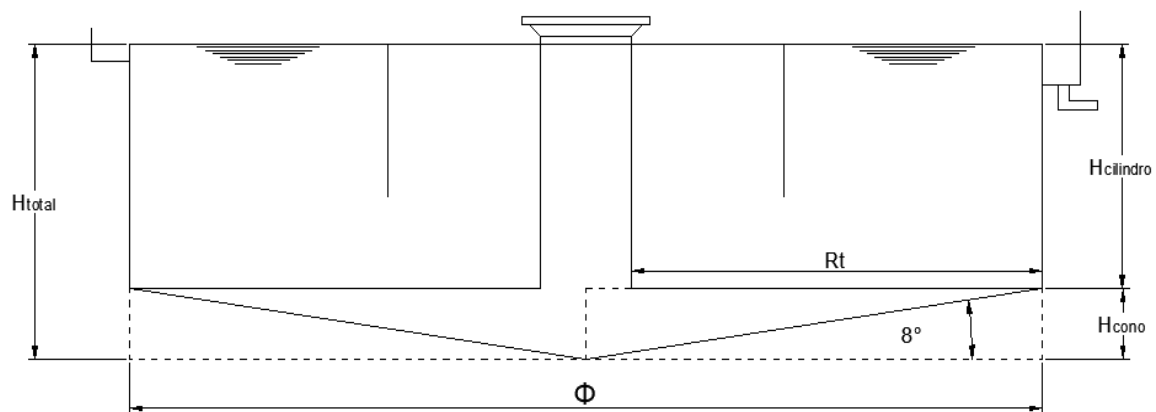
Por ende, el área que controlará el diseño de cada tanque será de 8,07 m<sup>2</sup>. A partir del área superficial obtenida, se determina el diámetro de cada sedimentador ( $\Phi$ ) a través de la ecuación AVII.11 (Romero, 2004, p. 643).

$$\Phi = \sqrt{\frac{4 A_{\text{Superficial}}}{\pi}} \quad [\text{AVII.11}]$$

$$\Phi = \sqrt{\frac{4 * 8,07 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$\Phi = 3,21 \text{ m}$$

Generalmente, un sedimentador está conformado por un cuerpo cilíndrico y un fondo cónico, por lo que se determinarán las alturas correspondientes para cada sección. El fondo de la unidad debe tener una pendiente entre 5 a 10 % para facilitar el deslizamiento del sedimento (Romero, 2004, p. 642). La altura del cono se calcula mediante trigonometría como se muestra en la Figura AVII.4.



**Figura AVII.4.** Esquema del sedimentador primario para la determinación de la altura de fondo cónico

Como pendiente de fondo promedio se toma el 8 %.

$$\tan 8^\circ = \frac{H_{\text{cono}}}{R_t}$$

$$\tan 8^\circ = \frac{H_{\text{cono}}}{\left(\frac{3,21 \text{ m}}{2}\right)}$$

$$H_{\text{cono}} = 0,23 \text{ m}$$

La capacidad de la sección cónica se determina según la ecuación AVII.12.

$$V_{\text{cono}} = \pi * \frac{\Phi^2}{12} * H_{\text{cono}} \quad [\text{AVII.12}]$$

$$V_{\text{cono}} = \pi * \frac{(3,21 \text{ m})^2}{12} * 0,23 \text{ m}$$

$$V_{\text{cono}} = 0,62 \text{ m}^3$$

Según Romero (2004), la altura de la parte cilíndrica del clarificador se determina mediante la ecuación AVII.13 para una profundidad mínima de 1,50 m (p. 639).

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cilindro}} + H_{\text{cono}} \quad [\text{AVII.13}]$$

$$1,50 \text{ m} = H_{\text{cilindro}} + 0,23 \text{ m}$$

$$H_{\text{cilindro}} = 1,27 \text{ m}$$

La capacidad de la sección cilíndrica se calcula según la ecuación AVII.14.

$$V_{\text{cilindro}} = \pi * \frac{\Phi^2}{4} * H_{\text{cilindro}} \quad [\text{AVII.14}]$$

$$V_{\text{cilindro}} = \pi * \frac{(3,21 \text{ m})^2}{4} * 1,27 \text{ m}$$

$$V_{\text{cilindro}} = 10,28 \text{ m}^3$$

En consecuencia, la capacidad total por sedimentador es:

$$V_{\text{operación}} = V_{\text{cono}} + V_{\text{cilindro}}$$

$$V_{\text{operación}} = 0,62 \text{ m}^3 + 10,28 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{operación}} = 10,90 \text{ m}^3$$

El tiempo de retención del proceso ( $\tau_R$ ) se calcula mediante la ecuación AVII.15 (Solano y Segarra, 2006, p. 65).

$$\tau_R = \frac{V_{\text{operación}}}{Q} \quad [\text{AVII.15}]$$

Donde:

$\tau_R$ : Tiempo de retención (h)

Q: Caudal de diseño para cada sedimentador ( $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$ )

$V_{\text{operación}}$ : Volumen del fondo cónico y cuerpo del equipo ( $\text{m}^3$ )

Por ende, al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AVII.15, se tiene:

$$\tau_R = \frac{10,90 \text{ m}^3}{261,56 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}$$

$$\tau_R = 1,00 \text{ h}$$

De acuerdo con Peters et al. (1991), se aplica un factor de seguridad de 15 % al tiempo de residencia obtenido (p. 38).

$$\tau_R = 1,15 * \tau_R$$

$$\tau_R = 1,15 * 1,00 \text{ h}$$

$$\tau_R = 1,15 \text{ h}$$

Tanto el tiempo de residencia como la altura cumplen con el rango admisible según la Tabla 3.5 de los criterios de diseño para sedimentadores circulares primarios.

Por lo tanto, el volumen nominal para cada unidad es:

$$T_{R \text{ final}} = \frac{V_{\text{nominal}}}{Q}$$

$$1,15 \text{ h} = \frac{V_{\text{nominal}}}{261,56 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}$$

$$V_{\text{nominal}} = 12,53 \text{ m}^3$$

### AVII.2.1. Determinación de las dimensiones en la zona de entrada

Para el cálculo del diámetro del pozo central ( $\Phi_1$ ) se tomaron las relaciones referidas en la Tabla 3.6.

$$\frac{\Phi_1}{\Phi} = 0,10$$

$$\Phi_1 = 0,10 * 3,21 \text{ m}$$

$$\Phi_1 = 0,32 \text{ m}$$

Del mismo modo se determina la sumergencia del pozo:

$$\frac{H_1}{H_{\text{total}}} = 0,50$$

$$H_1 = 0,50 * 1,50 \text{ m}$$

$$H_1 = 0,75 \text{ m}$$

### AVII.2.2. Determinación de las dimensiones en la zona de salida

En sedimentadores circulares, los vertederos de salida se encuentran ubicados en toda la periferia del equipo a manera de serrucho, con el fin de simular pequeños vertederos triangulares. Esto permite corregir leves diferencias en el nivel del vertedero para elevar su rendimiento (Solano y Segarra, 2006, p. 28).

La carga de rebose sobre el vertedero perimetral de salida se determina mediante la ecuación AVII.16 que relaciona el caudal de diseño y el diámetro del sedimentador (Romero, 2004, p. 646):

$$C_v = \frac{Q * H_{\text{total}} * 1000}{86400 * \pi * \Phi} \quad \text{[AVII.16]}$$

Donde:

$C_v$ : Carga de rebose ( $L \text{ s}^{-1} \text{ m}^{-1}$ )

- Q: Caudal de diseño ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ )  
 $H_{\text{total}}$ : Profundidad del sedimentador (m)  
 $\Phi$  : Diámetro del sedimentador (m)

Al adoptar 1,50 m como profundidad del sedimentador y reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AVII.16, se tiene:

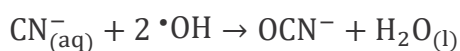
$$C_v = \frac{261,56 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * 1,50 \text{ m} * 1\,000}{86\,400 * \pi * 3,21 \text{ m}}$$

$$C_v = 0,45 \frac{\text{L}}{\text{sm}}$$

La carga de rebose obtenida cumple con los estándares de diseño para sedimentadores circulares primarios ( $< 5,20 \text{ L s}^{-1}\text{m}^{-1}$ ).

### AVII.3. DIMENSIONAMIENTO DE LOS REACTORES DE OZONIZACIÓN Y OXIDACIÓN

La oxidación del ion cianuro se considera como una reacción de pseudo-primer orden al mantenerse en exceso la formación de radicales  $\cdot\text{OH}$  gracias a la combinación de ozono con peróxido de hidrógeno.



Al permanecer aproximadamente constante la concentración de radicales hidroxilo a lo largo de la reacción, la ecuación de la velocidad se reduce a:

$$-\frac{d[\text{CN}^-]}{dt} = k_{\text{app}}[\text{CN}^-] \quad [\text{AVII.17}]$$

Donde:

$\frac{d[\text{CN}^-]}{dt}$ : Velocidad de reacción ( $\text{M min}^{-1}$ )

$[\text{CN}^-]$ : Concentración de ion cianuro (M)

$k_{\text{app}}$ : Constante de reacción de pseudo primer orden ( $\text{min}^{-1}$ )

El valor de la constante de velocidad de reacción aparente ( $k_{\text{app}}$ ) se determinó mediante la linealización de los datos obtenidos experimentalmente de concentración de cianuro en el efluente a diferentes intervalos de tiempo. En la Tabla AVII.4 se presenta el valor de  $k_{\text{app}}$  y los coeficientes de correlación  $R^2$  calculados para la remoción de cianuro del efluente industrial de acuerdo con el trabajo de investigación realizado por Muñoz et al. (2018).

**Tabla AVII.4.** Parámetros cinéticos del tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$  obtenidos a escala de laboratorio

Parámetro	Nomenclatura	Unidad	Valor
Concentración inicial de ion cianuro	$[\text{CN}^-]_0$	mM	6,617
Constante de reacción aparente	$k_{\text{app}}$	$\text{min}^{-1}$	0,877
Coefficiente de correlación lineal	$R^2$	-	0,874

A partir de  $k_{\text{app}}$  y  $[\text{CN}^-]$ , se establece la cinética de reacción con base en la ecuación AVII.18 (Gurol y Bremen, 2009, p. 806).

$$Y_{[\text{CN}^-]} = k_{\text{app}}[\text{CN}^-] \quad [\text{AVII.18}]$$

Según Peters et al. (1991), se aplica un factor de seguridad de 20 % al caudal del proceso (p. 37). Por lo tanto, el flujo diario de efluente es:

$$F_{[\text{CN}^-]_0} = 261\,969,78 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{\text{m}^3}{1\,001,90 \text{ kg}} * \frac{172,17 \text{ mg}}{\text{L}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ g}}{1\,000 \text{ mg}} * \frac{1 \text{ mol}}{26,02 \text{ g}}$$

$$F_{[\text{CN}^-]_0} = \frac{1\,730,12 \text{ mol}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

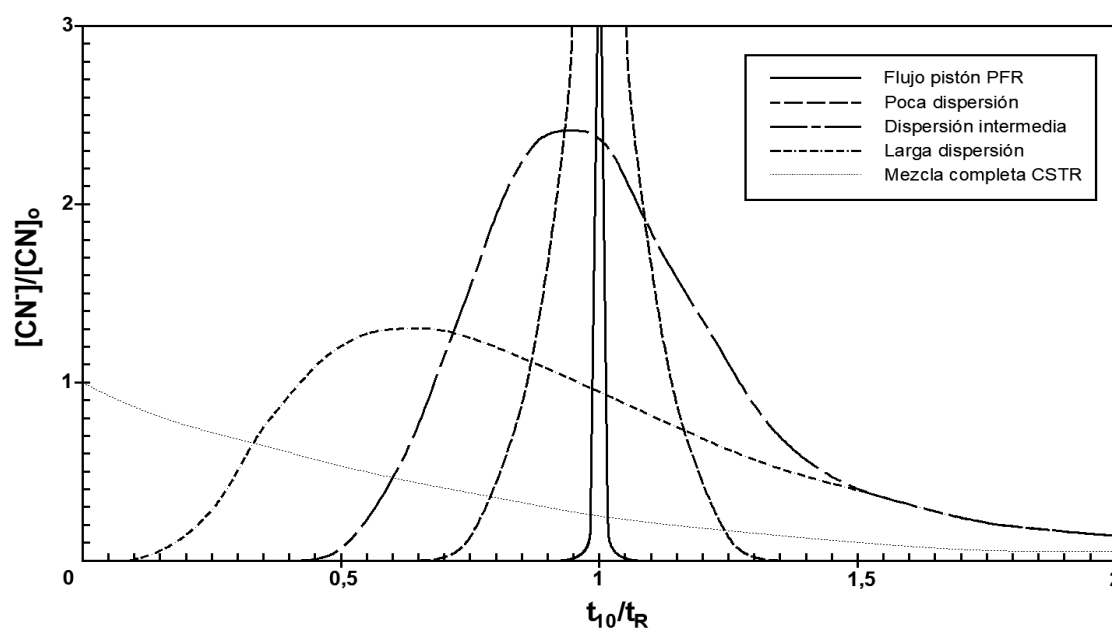
$$F_{[\text{CN}^-]_0} = 1,20 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$



$$F_{[\text{CN}^-]_o} = 1,20 \frac{\text{mol}}{\text{min}} * 1,20$$

$$F_{[\text{CN}^-]_o} = 1,44 \frac{\text{mol}}{\text{min}}$$

El comportamiento hidráulico del sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$  en el tratamiento del efluente cianurado se caracteriza mediante la relación del tiempo de detención  $t_{10}$  (valor para el cual se ha degradado el 90 % de cianuro en el efluente) y el tiempo teórico de retención hidráulica  $t_R$  (valor promedio de los tiempos necesarios para alcanzar la  $[\text{CN}^-]$  deseada). Una relación  $t_{10}/t_R$  de 0,10 representa un reactor completamente mezclado (CSTR) mientras que una relación  $t_{10}/t_R$  de 1,0 sugiere un reactor de flujo pistón (PFR) (TMWSC, 2010, p. 75). En la Figura AVII.5 se muestra una descripción gráfica de estos escenarios teóricos.



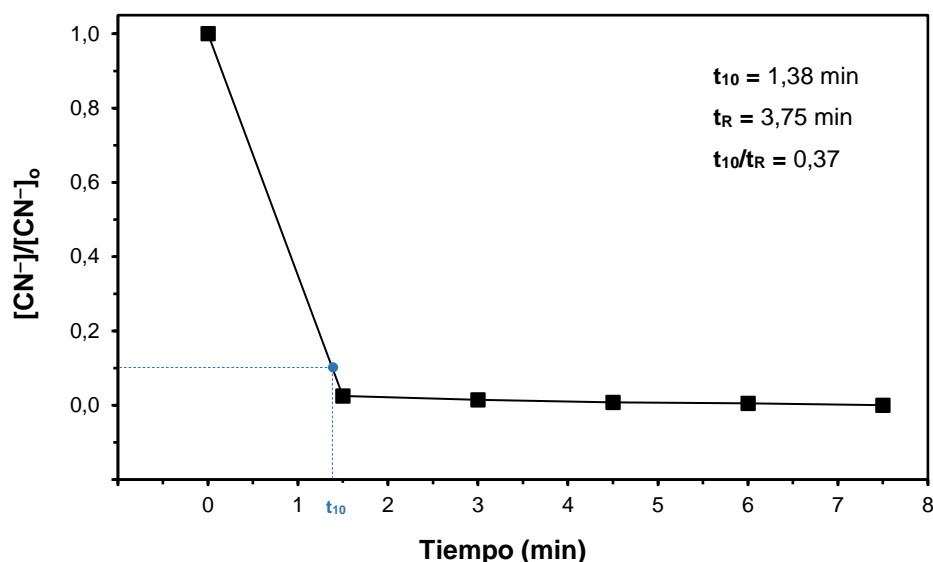
**Figura AVII.5.** Respuestas teóricas del comportamiento hidráulico de efluentes cianurados bajo el sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$  (TMWSC, 2010, p. 75)

En la Tabla AVII.5 se presentan los resultados de degradación de cianuro  $[\text{CN}^-]$  en el efluente para diferentes tiempos de tratamiento, bajo el sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$ . A partir de estos datos experimentales se determinaron: el tiempo teórico de retención hidráulica  $t_R$  (para una  $[\text{CN}^-] = 0,1 \text{ mg L}^{-1}$ ), el tiempo de detención  $t_{10}$  y la relación  $t_{10}/t_R$  del sistema.

El tiempo de retención corresponde al promedio de los tiempos experimentales de degradación de cianuro en el efluente, mismo valor que resultó ser de 3,73 min. En la Figura AVII.6 se representan los resultados de  $t_R$  y  $t_{10}$  como una función de la relación  $[CN^-]/[CN^-]_0$  en función del tiempo.

**Tabla AVII.5.** Resultados de la degradación de cianuro en el efluente minero mediante la aplicación del proceso combinado  $O_3/H_2O_2$  en dosis de  $H_2O_2$  de 2  $[mg H_2O_2]/[mg O_3]$  y pH igual a 11, obtenidos a escala de laboratorio

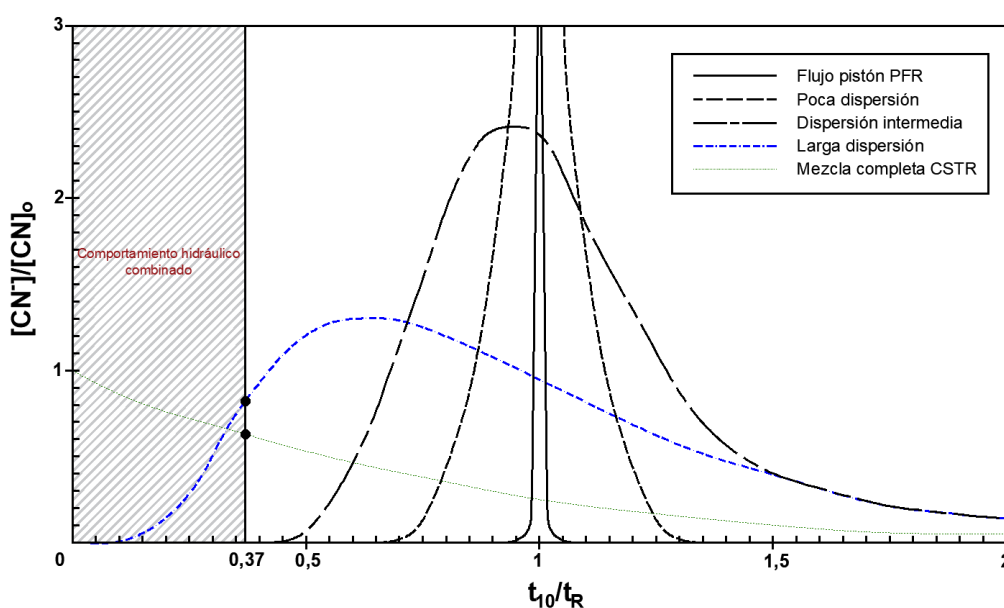
Tiempo (min)	$[CN^-]$ (ppm)	$[CN^-]/[CN^-]_0$
0,0	172,17	1,000
1,5	4,29	0,025
3,0	2,52	0,015
4,5	1,38	0,008
6,0	0,83	0,005
7,5	0,06	0,001



**Figura AVII.6.** Determinación de  $t_{10}$  y  $t_R$  del efluente cianurado con base en los datos experimentales de la Tabla AVII.5

De acuerdo con la Figura AVII.7, para una correlación  $t_{10}/t_R$  de 0,37, el comportamiento hidráulico del sistema se ajusta a un modelo de dispersión larga y de mezcla completa. Los reactores ideales (PRF y CSTR) representan dos modelos

extremos; sin embargo, para sistemas reales se tiene un comportamiento intermedio para cuya descripción se han desarrollado varios flujos dispersos. Las desviaciones generadas respecto a la mezcla completa se producen generalmente en reactores con reacciones rápidas y tiempos de residencia cortos (TMWSC, 2010, p. 76). Por lo tanto, como una aproximación a los regímenes de flujo no ideales encontrados en los contactores de ozono a gran escala, se simuló una serie de reactores de tanque agitado continuo para aproximarse a un caso intermedio entre un PFR y un CSTR.

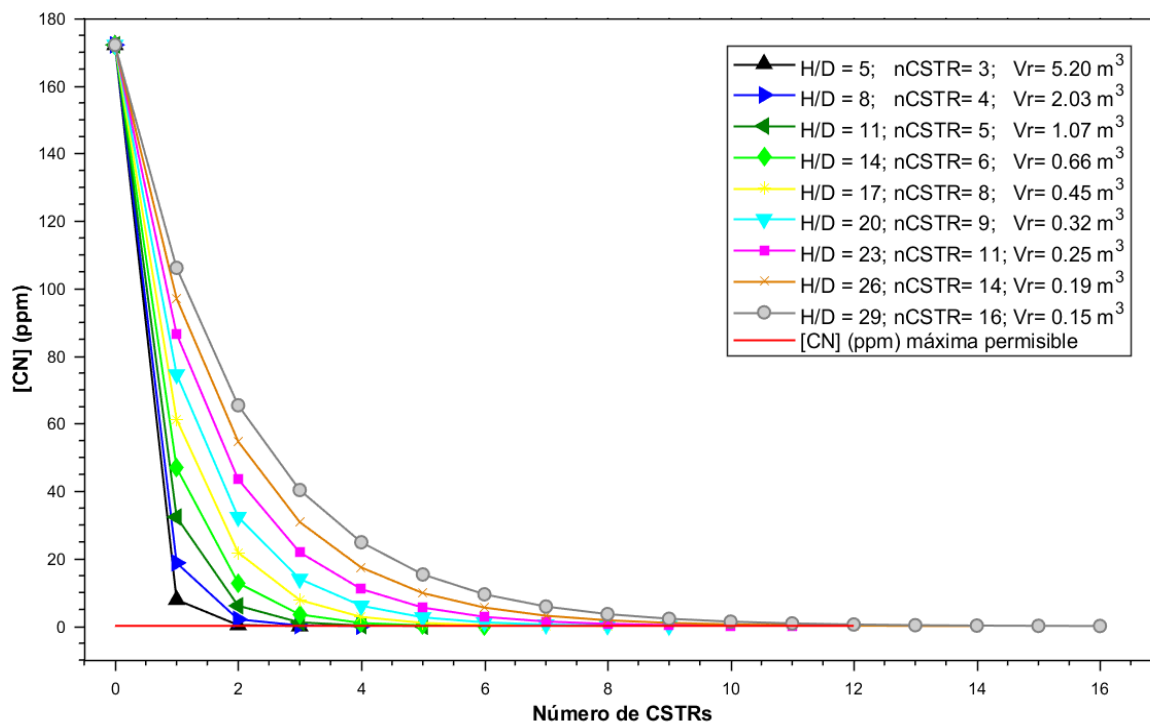


**Figura AVII.7.** Respuestas teóricas del comportamiento hidráulico del efluente cianurado bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$  para una correlación de  $t_{10}/t_R$  de 0,37

El número de reactores CSTR necesarios para garantizar la degradación del cianuro en el efluente hasta concentraciones permisibles ( $0,1 \text{ mg L}^{-1}$ ) bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$ , se determinará mediante el desarrollo del método de Euler dadas las ecuaciones características del sistema, referidas en el Anexo AXVII. La simulación del tratamiento del efluente se realizará a través del software MATLAB v.2018a.

Los parámetros de la simulación, para condiciones de estado estacionario y temperatura constante, fueron una constante de velocidad de pseudo primer orden de  $0,877 \text{ m}^{-1}$ , una concentración inicial de cianuro de  $172,17 \text{ mg L}^{-1}$  y una capacidad

total de flujo de  $267,73 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ . Asimismo, se estableció una altura mínima de  $5,49 \text{ m}$  y una relación  $H/D$  igual a  $5$  para garantizar una eficiencia aceptable en la transferencia de ozono al efluente en cada columna de burbujeo (Langlais et al., 1991, pp. 328-391). Los resultados obtenidos de la simulación se presentan en la Figura AVII.8.

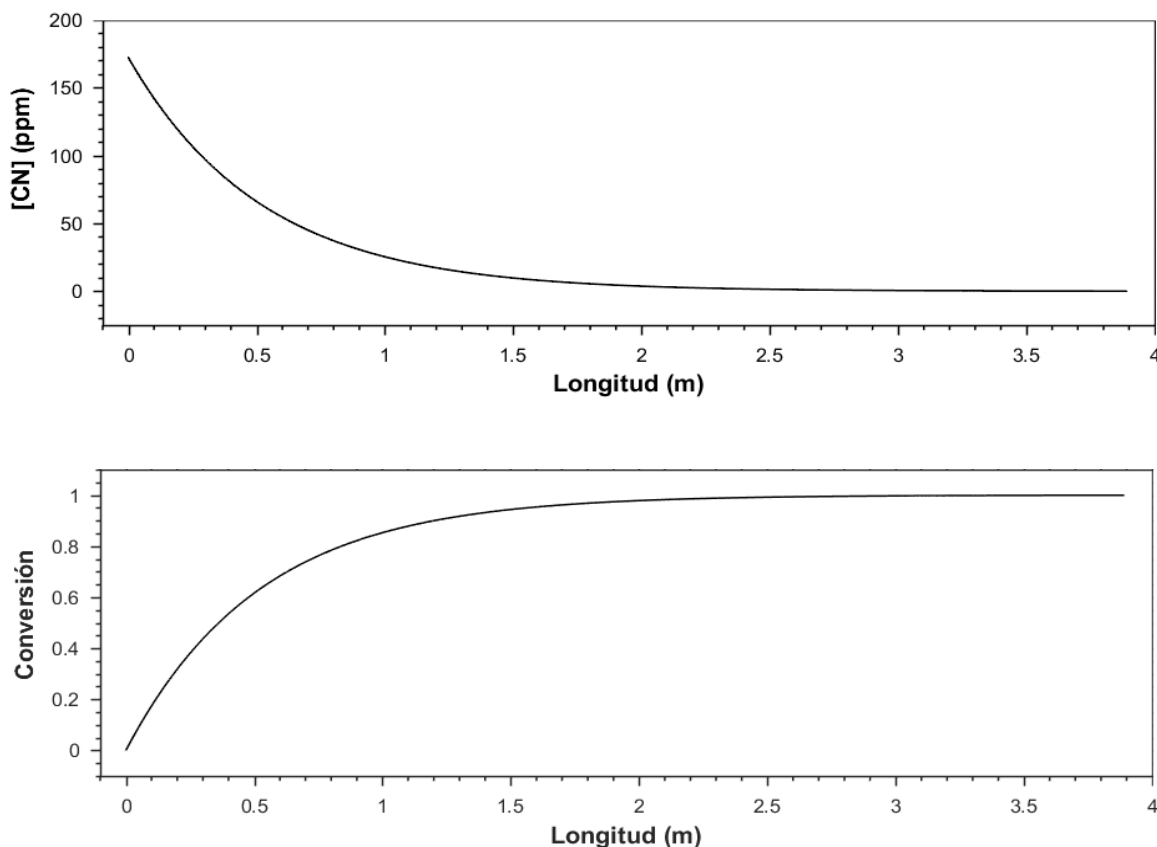


**Figura AVII.8.** Resultados del tratamiento del efluente cianurado mediante la aplicación del proceso combinado  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$  en un reactor CSTR

Los resultados de la simulación mostraron que para valores altos de relación  $H/D$  (16 reactores en serie,  $V = 0,15 \text{ m}^3$ ) el sistema se aproxima al comportamiento de un PFR. Sin embargo, una relación  $H/D$  máxima de  $11$  (5 reactores en serie,  $V = 1,07 \text{ m}^3$ ) podría aplicarse en un proceso industrial (Jakobsen, 2014, p. 404). Por ende, los mejores resultados se obtuvieron para una relación  $H/D$  de  $5$ , donde se requieren únicamente 3 reactores en serie de capacidad nominal de  $5,20 \text{ m}^3$  y diámetro de  $1,10 \text{ m}$  para alcanzar una conversión final de  $99,99 \%$ .

Como comparación se realizó también una simulación para un reactor PFR, donde los resultados indicaron que la longitud requerida para obtener una conversión del  $99,94 \%$  fue de  $3,89 \text{ m}$ , como se muestra en la Figura AVII.9. Sin embargo, la longitud

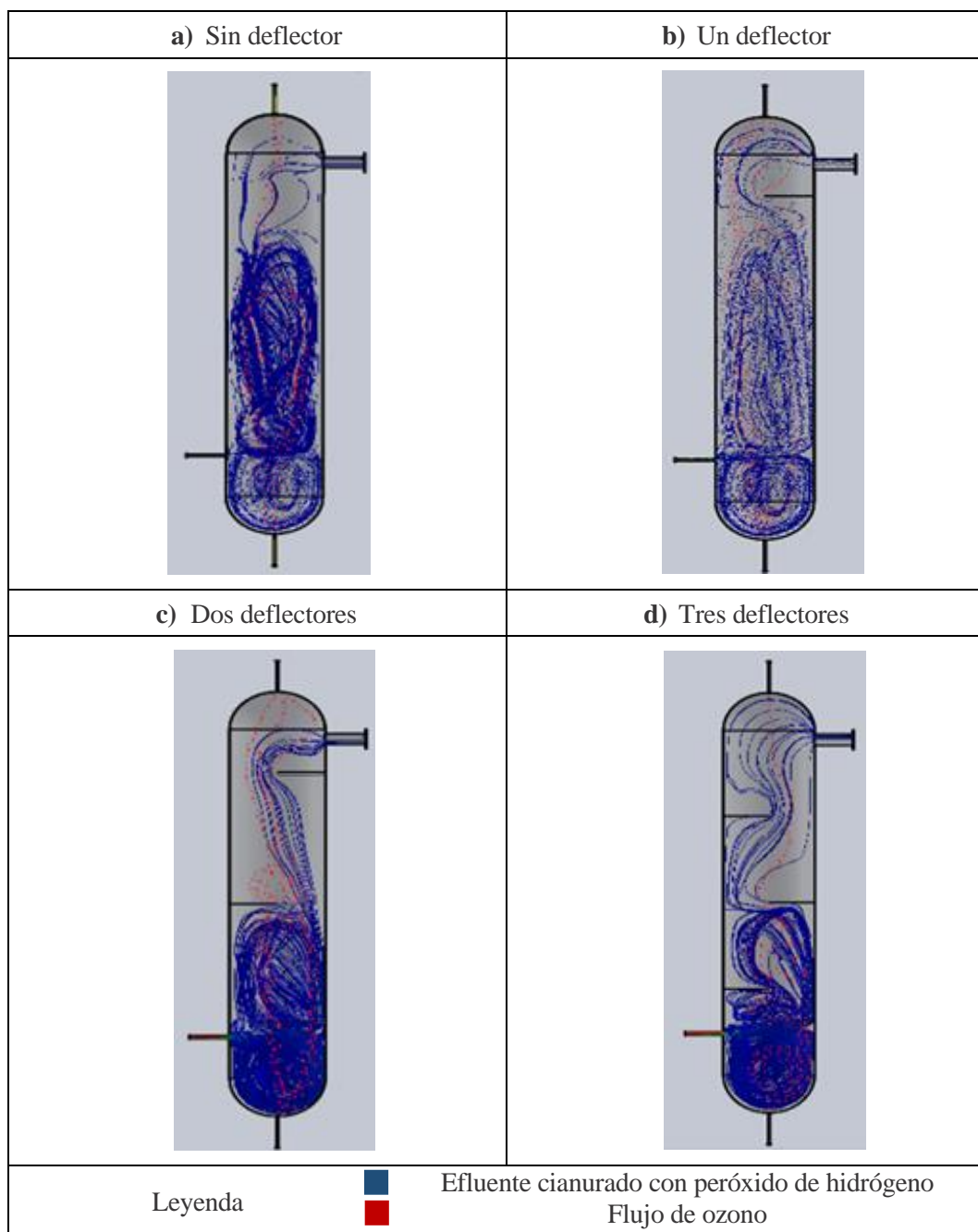
mínima del reactor debe ser de 5,49 m para garantizar un 90 % en la eficiencia de transferencia de ozono para un sistema de agitación con difusores de burbuja fina (1 mm) (Langlais et al., 1991, pp. 328-391). Además, para este caso, un PFR no describe completamente el tratamiento  $O_3/H_2O_2$  sobre los efluentes cianurados según la relación  $t_{10}/t_R$  (0,37).



**Figura AVII.9.** Resultados del tratamiento del efluente cianurado mediante la aplicación del proceso combinado  $O_3/H_2O_2$  en un reactor PFR

Con el fin de garantizar un régimen de flujo completamente mezclado en todo el volumen de los 3 reactores CSTR, se empleará un CFD (Computational Fluid Dynamics) para determinar si el proceso requiere la implementación de deflectores en cada equipo. El CFD es un software que permite analizar la dinámica de fluidos (gas y/o líquido) en movimiento para determinadas condiciones de operación. En este caso se utilizará el software ANSYS Workbench 2018 para el desarrollo de la simulación del sistema. En la Figura AVII.10 se presentan los resultados del

comportamiento dinámico del proceso combinado  $O_3/H_2O_2$  sobre el efluente cianurado para distintas configuraciones de deflectores.



**Figura AVII.10.** Simulación del comportamiento del efluente cianurado bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$  para distintas configuraciones de deflectores

Con base en los CFDs desarrollados, se determinó que se requiere únicamente la implementación de un deflector plano en la parte superior de cada reactor para garantizar una mezcla completa del fluido durante todo el proceso. Generalmente en

este tipo de sistema de ingreso de un gas, este tiende a formar un vórtice vertical ascendente que influye directamente en la transferencia de ozono al líquido. De acuerdo con Mouza, Dalakoglou y Paras (2005), el ancho de cada deflector debe ser igual a 1/10 o 1/12 del diámetro del tanque para prevenir la formación de nuevos vórtices (p. 1469).

Finalmente, el régimen de flujo generado por la difusión de ozono a través del líquido se caracteriza mediante el cálculo del número de Reynolds por medio de la ecuación AVII.19.

$$\text{Re} = \frac{\bar{\delta}_{l-g} * \bar{\vartheta}_{l-g} * D}{\bar{\mu}_{l-g}} \quad [\text{AVII.19}]$$

Donde:

Re: Número de Reynolds de flujo múltiple en una columna de burbujeo

D: Diámetro de la columna de burbujeo (m)

Q: Caudal del efluente ( $\text{kg s}^{-1}$ )

$\bar{\delta}_{l-g}$ : Densidad de la mezcla líquido - gas ( $\text{kg m}^{-3}$ )

$\bar{\vartheta}_{l-g}$ : Velocidad de la mezcla líquido - gas ( $\text{m s}^{-1}$ )

$\bar{\mu}_{l-g}$ : Viscosidad de la mezcla líquido - gas ( $\text{m s}^{-1}$ )

$\bar{\delta}_l$ : Densidad del líquido ( $\text{kg m}^{-3}$ )

$\bar{\delta}_g$ : Densidad del gas ( $\text{kg m}^{-3}$ )

$\bar{\vartheta}_l$ : Velocidad del líquido ( $\text{m s}^{-1}$ )

$\bar{\vartheta}_g$ : Velocidad del gas ( $\text{m s}^{-1}$ )

Donde:

$$\bar{\delta}_{l-g} = (1 - \theta) * \bar{\delta}_g + \theta * \bar{\delta}_l \quad [\text{AVII.20}]$$

$$\bar{\vartheta}_{l-g} = \bar{\vartheta}_l + \bar{\vartheta}_g \quad [\text{AVII.21}]$$

$$\theta = \frac{Q_{\text{líquido}}}{Q} \quad [\text{AVII.22}]$$

Al reemplazar los datos en las ecuaciones AVII.19, AVII.20, AVII.21 y AVII.22, se tiene:

$$\theta = \frac{267,65 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{267,73 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}$$

$$\theta = 1,00$$

$$\bar{\delta}_{l-g} = (1 - 1) * \left(2,14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) + 1 * \left(981,11 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$$

$$\bar{\delta}_{l-g} = 981,11 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\bar{\vartheta}_{l-g} = \left(0,003 \frac{\text{m}}{\text{s}} + 0,001 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)$$

$$\bar{\vartheta}_{l-g} = 0,004 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\text{Re} = \frac{\bar{\delta}_{l-g} * \bar{\vartheta}_{l-g} * D}{\bar{\mu}_{l-g}}$$

$$\text{Re} = \frac{981,11 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(0,004 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) * (1,10 \text{ m})}{6 * 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$\text{Re} = 7194,81$$

En consecuencia, para un número de Reynolds de 7 194,81, se puede asegurar que el flujo sigue un modelo perfectamente turbulento.

Para la altura calculada se proporcionó un espacio de cabeza de 0,61 m en cada contactor por encima de la columna de agua debido a la presencia de gases de escape y a la formación de espuma conforme lo establecido en la Tabla 3.7, de manera que, la nueva altura de cada contactor es:

$$H_{\text{contactor}} = 5,49 \text{ m} + 0,61 \text{ m}$$



$$H_{\text{contactor}} = 6,10 \text{ m}$$

En la Tabla AVII.6 se presentan los parámetros de diseño de cada reactor CSTR según los resultados obtenidos en las simulaciones.

**Tabla AVII.6.** Parámetros de diseño obtenidos de la simulación para los reactores de oxidación y ozonización sometidos al sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$

Parámetro	Unidad	Valor
Altura	m	5,49
Diámetro	m	1,10
Volumen nominal	m <sup>3</sup>	5,20
H/D	--	5
No. deflectores	--	1
Ancho de deflectores	m	0,10
No. CSTR	--	3
Conversión Reactor 1	%	95,44
Conversión Reactor 2	%	99,79
Conversión Reactor 3	%	99,99

Tanto el diámetro como la altura de cada reactor se encuentran dentro del rango aceptable para columnas de burbujas, como se presenta en la Tabla 3.7. La experiencia de Montgomery Watson y TRW Inc. (1998) sugiere que no se realiza una transferencia de masa apreciable (> 90 %) entre el ozono y la fase líquida con una profundidad de pared menor a 5,49 m y diámetro mayor a 2,44 m.

El tiempo de residencia para cada uno de los reactores CSTR se determina a través de la ecuación AVII.23 (Levenspiel, 1999, p. 321).

$$\tau_{\text{Rn}} = \frac{V_{\text{operación}}}{Q}$$

[AVII.23]

Donde:

- $\tau_{Rn}$ : Tiempo de residencia para cada reactor (min)  
 $V_{\text{operación}}$ : Volumen de operación de cada reactor CSTR ( $\text{m}^3$ )  
 $Q$ : Flujo de efluente detoxificado ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ )

Cabe mencionar que el caudal del proceso aumenta conforme pasa la serie de reactores, pues la dosificación de  $\text{H}_2\text{O}_2$  se realizará en la tubería de entrada de cada columna.

Si  $V_1 = V_2 = V_3$

$$\tau_{R1} = \frac{5,20 \text{ m}^3}{267,27 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}}$$

$$\tau_{R1} = 28,02 \text{ min}$$

$$\tau_{R2} = \frac{5,20 \text{ m}^3}{267,50 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}}$$

$$\tau_{R2} = 27,99 \text{ min}$$

$$\tau_{R3} = \frac{5,20 \text{ m}^3}{267,73 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}}$$

$$\tau_{R3} = 27,97 \text{ min}$$

Las concentraciones de salida de cianuro libre en cada reactor están en función de la constante de reacción aparente  $k_{\text{app}}$  y de los tiempos de residencia alcanzados en cada etapa, tal como se indica en la ecuación AVII.24.

$$[\text{CN}^-]_n = \frac{[\text{CN}^-]_o}{(1 + k_{\text{app}} * \tau_{Rn})^n} \quad [\text{AVII.24}]$$

Donde:

$[\text{CN}^-]_n$ : Concentración final de ion cianuro en cada reactor ( $\text{mg L}^{-1}$ )

$[\text{CN}^-]_0$ : Concentración inicial de ion cianuro ( $\text{mg L}^{-1}$ )

$k_{\text{app}}$ : Constante de reacción de pseudo primer orden ( $\text{min}^{-1}$ )

$\tau_{\text{Rn}}$ : Tiempo de residencia para cada reactor (min)

Por lo tanto, la concentración final de cianuro libre en el primer reactor es:

$$[\text{CN}^-]_1 = \frac{172,17 \frac{\text{mg}}{\text{L}}}{\left(1 + \left(\frac{0,877}{\text{min}} * 28,02 \text{ min}\right)\right)^1}$$

$$[\text{CN}^-]_1 = 6,73 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

La concentración final de cianuro libre en el segundo reactor será:

$$[\text{CN}^-]_2 = \frac{172,17 \frac{\text{mg}}{\text{L}}}{\left(1 + \left(\frac{0,877}{\text{min}} * 27,99 \text{ min}\right)\right)^2}$$

$$[\text{CN}^-]_2 = 0,26 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

Finalmente, la concentración final de cianuro en el tercer reactor corresponderá a:

$$[\text{CN}^-]_3 = \frac{172,17 \frac{\text{mg}}{\text{L}}}{\left(1 + \left(\frac{0,877}{\text{min}} * 27,97 \text{ min}\right)\right)^3}$$

$$[\text{CN}^-]_3 = 0,01 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

Con el fin de mantener una buena transferencia de masa entre el líquido y el gas, se propone el diseño de tres cámaras de contacto en línea y a co-corriente adaptadas a un sistema colector de ozono que divide el flujo de salida del generador en múltiples corrientes (Langlais et al., 1991, p. 337). Según Montgomery Watson y TRW Inc. (1998), a escala industrial, el funcionamiento de varios contactores en serie se aproxima al de un reactor de tanque continuamente agitado CSTR. Por

ende, cada reactor presentará el mismo porcentaje de destrucción de contaminantes (p. 83).

Basado en los resultados obtenidos, tanto el flujo total de producción de ozono como la dosis de peróxido de hidrógeno requerida se dividirán equitativamente para las tres cámaras de contacto. Así, la cantidad de ozono por contactor es:

$$\text{Dosis } O_3 \text{ (contactor)} = \frac{149,13 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}}}{3}$$

$$\text{Dosis } O_3 \text{ (contactor)} = 49,71 \frac{\text{kg } O_3}{\text{d}}$$

$$\text{Dosis } O_3 \text{ (contactor)} = 4,56 \frac{\text{lb } O_3}{\text{h}}$$

Y la dosificación de peróxido de hidrógeno por contactor corresponde a:

$$\text{Dosis } H_2O_2 \text{ (contactor)} = \frac{536,88 \frac{\text{kg } H_2O_2}{\text{d}}}{3}$$

$$\text{Dosis } H_2O_2 \text{ (contactor)} = 178,96 \frac{\text{kg } H_2O_2}{\text{d}}$$

$$\text{Dosis } H_2O_2 \text{ (contactor)} = 16,40 \frac{\text{lb } H_2O_2}{\text{h}}$$

### AVII.3.1. Determinación del espesor de los reactores

El espesor de un reactor cilíndrico a presión viene dado por la ecuación AVII.25 (Farr y Jawad, 2010, p. 34).

$$t_p = \frac{P * R_i}{S * E - 0,6 P} \quad \text{[AVII.25]}$$

Donde:

$t_p$ : Espesor mínimo de pared del reactor (in)

P: Presión aplicada en el interior del recipiente (psig)

- R: Radio interno del recipiente (in)  
 S: Resistencia de trabajo máximo admisible del material (psi)  
 E: Eficiencia de la soldadura

Según Langlais et al. (1991), debido a los costos y a la excelente resistencia a la corrosión, el material óptimo para la construcción de los reactores de ozonización a gran escala es el acero inoxidable 316 L. En consecuencia, la resistencia de trabajo máximo admisible (S) correspondiente a este material para un rango de 0 a 100 °C es de 90 068,40 psi (p. 438).

La presión de diseño en cada contactor corresponde a la presión máxima de operación a la cual va a estar sometido el recipiente más un rango de seguridad del 10 % según la Tabla 3.12 de la sección 3.6.1 (Farr y Jawad, 2010, p. 47).

El cálculo de la presión de diseño parte de la determinación de la presión hidrostática del fluido ( $P_H$ ):

$$P_H = \delta_L * g * H \quad \text{[AVII.26]}$$

Donde:

- $P_H$ : Presión hidrostática ( $N\ m^{-2}$ )  
 $\delta_L$ : Densidad del fluido ( $kg\ m^{-3}$ )  
 H: Nivel de líquido (m)  
 g: Gravedad ( $m\ s^{-2}$ )

Para una densidad de efluente detoxificado de  $981,00\ kg\ m^{-3}$ , se tiene:

$$P_H = 981,00 \frac{kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * 6,10\ m$$

$$P_H = 58\ 704,02 \frac{N}{m^2} * \frac{145,04 \times 10^{-6}\ psi}{1 \frac{N}{m^2}}$$

$$P_H = 8,51\ psi$$

Por lo tanto, la presión de operación normal es:

$$P_{\text{operación}} = P_{\text{atm}} + P_H$$

$$P_{\text{operación}} = 14,70 \text{ psi} + 8,51 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operación}} = 23,21 \text{ psig}$$

La presión de operación máxima para la condición más severa en el proceso de oxidación y ozonización debe ser 5 % mayor a la presión de operación en situaciones normales de funcionamiento (PDVSA, 2014, p. 18).

$$P_{\text{operación máx.}} = 1,05 * P_{\text{operación}}$$

$$P_{\text{operación máx.}} = 1,05 * 23,21 \text{ psig}$$

$$P_{\text{operación máx.}} = 24,37 \text{ psig}$$

Con base en la presión de operación máxima obtenida, se determina la presión de diseño de cada reactor mediante la ecuación AVII.27 según la Tabla 3.12.

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{operación máx.}} + 25,00 \text{ psi} \quad [\text{AVII.27}]$$

$$P_{\text{diseño}} = 24,37 \text{ psig} + 25,00 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 49,37 \text{ psig}$$

El diámetro interno ( $D_i$ ) de los reactores se estima a través del nomograma representado en la Figura AXIII.1 del Anexo AXIII. Para una presión de diseño de 49,37 psig, el diámetro interno equivale a 70,00 in.

Por ende, el radio interno del reactor es:

$$R_i = \frac{D_i}{2}$$

$$R_i = \frac{70,00 \text{ in}}{2}$$

$$R_i = 35,00 \text{ in}$$

Para la eficiencia de junta de soldadura (E) de cada reactor, se tomarán juntas soldadas sin costura con un factor de calidad de 1 (Farr y Jawad, 2010, p. 4).

Al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AVII.25, se tiene que el espesor requerido para cada equipo es:

$$t_p = \frac{P * R_i}{S * E - 0,6 P}$$

$$t_p = \frac{49,37 \text{ psig} * 35,00 \text{ in}}{90 068,40 \text{ psi} * 1 - (0,6 * 49,37 \text{ psig})}$$

$$t_p = 0,019 \text{ in}$$

$$t_p = 0,48 \text{ mm}$$

De acuerdo con el código ASME sección VIII División 1, se establece que el mínimo espesor para un diámetro de reactor entre 1,00 a 2,00 m, corresponde a 7,00 mm (Farr y Jawad, 2010, p. 33).

Para el acero inoxidable 316 L, se usa una tolerancia mínima de 0,80 mm en el espesor de la columna de ozonificación como corrosión permisible. Sin embargo, para condiciones más severas se aplica 1,60 mm. Al ser el ozono una sustancia altamente corrosiva, el nuevo espesor es:

$$t_p = (7,00 + 1,60) \text{ mm}$$

$$t_p = 8,60 \text{ mm}$$

### AVII.3.2. Dimensionamiento de las tapas y cabezales de los reactores

La selección de la tapa se realizó según los criterios de diseño presentados en la Tabla 3.9 de la sección 3.3.3. Para una presión de diseño de 49,37 psi, el tipo de tapa más apropiada es la torisférica, pues trabaja con presiones menores a 218 psi y diámetros de tanque entre 0,30 y 6,00 m (Farr y Jawad, 2010, pp. 57-72).

Mediante la ecuación 3.15, se determina el volumen requerido para cada tapa ( $V_T$ ).

$$V_T = 0,626 * D^3$$

$$V_T = 0,626 * \left(1,10 \text{ m} * \frac{3,28 \text{ ft}}{1 \text{ m}}\right)^3$$

$$V_T = 29,40 \text{ gal}$$

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

Asimismo, se calcula el nivel de líquido en la tapa ( $L_f$ ) a través de la ecuación 3.16.

$$L_f = 0,169 * D$$

$$L_f = 0,169 * \left(1,10 \text{ m} * \frac{3,28 \text{ ft}}{1 \text{ m}}\right)$$

$$L_f = 0,61 \text{ ft}$$

$$L_f = 0,19 \text{ m}$$

El espesor de una tapa torisférica viene dado por la ecuación AVII.28.

$$t_{\text{tapa}} = \frac{P * L * M}{4 * S * E - 0,2 P} \quad [\text{AVII.28}]$$

Donde:

$t_{\text{tapa}}$ : Espesor mínimo requerido para la tapa del reactor (in)

P: Presión aplicada en el interior del recipiente (psig)

L: Radio de abombado (in)

M: Factor adimensional

S: Resistencia de trabajo máximo admisible del material (psi)

E: Eficiencia de la soldadura

El factor adimensional M se determina mediante la ecuación AVII.29. Cabe recalcar que el radio de abombado (L) equivale al radio del tanque (R) de acuerdo con Farr y Jawad (2010), p. 68.

$$M = \frac{3 + \left(\frac{L}{0,12 R}\right)^{\frac{1}{2}}}{4} \quad [\text{AVII.29}]$$



$$M = \frac{3 + \left( \frac{1,10 \text{ m}}{2} * \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}} \right)^{\frac{1}{2}}}{0,12 * 21,65 \text{ in}}$$

$$M = 1,47$$

Al reemplazar los datos obtenidos de L y M en la ecuación AVII.28 para un reactor de acero inoxidable 316 L, se tiene que el espesor de la tapa es:

$$t_{\text{tapa}} = \frac{49,37 \text{ psig} * 21,65 \text{ in} * 1,47}{4 * 90\,068,40 \text{ psi} * 1 - (0,2 * 49,37 \text{ psig})}$$

$$t_{\text{tapa}} = 0,004 \text{ in}$$

$$t_{\text{tapa}} = 0,11 \text{ mm}$$

Debido al alto grado de corrosión por ozono, se añade 1,60 mm al espesor de la tapa:

$$t_{\text{tapa}} = (0,11 + 1,60) \text{ mm}$$

$$t_{\text{tapa}} = 1,71 \text{ mm}$$

Con base en investigaciones y experiencia, los espesores de las tapas de recipientes no presentan un espesor mínimo de diseño, pues su desgaste no es severo como el del cuerpo (Farr y Jawad, 2010, p. 33).

### AVII.3.3. Arreglo de difusores por contactor

La determinación del número de difusores está en función del área superficial y del flujo de ozono requerido por cada contactor. Los difusores de burbuja fina (1 mm) tipo domo presentan un área de servicio de 0,20 m<sup>2</sup> y 0,29 ft<sup>3</sup> min<sup>-1</sup> de capacidad para flujo de aire (Columbec S.A., 2017).

La dosis de ozono en cada reactor es de 49,71 kg d<sup>-1</sup>. Mientras que la capacidad de aireación del difusor según Columbec S.A. (2017) es:

$$\text{Dosis } O_3/\text{disco} = \frac{0,29 \text{ ft}^3}{\text{min}} * \frac{1 \text{ m}^3}{(3,28 \text{ ft})^3} * \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} * \frac{2,14 \text{ kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Dosis } O_3/\text{disco} = 1,06 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Por ende, el número de difusores requeridos en cada unidad es:

$$\text{No. Difusores} = \frac{\text{Dosis } O_3/\text{contactor}}{\text{Dosis } O_3/\text{disco}} \quad [\text{AVII.30}]$$

$$\text{No. Difusores} = \frac{49,71 \frac{\text{Kg}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}{1,06 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}$$

$$\text{No. Difusores} = 1,95$$

$$\text{No. Difusores} \sim 2$$

En los sistemas de aireación las burbujas finas generan mayores eficiencias que los difusores de burbujas grandes, puesto que alcanzan mayores volúmenes de aire por área superficial. Los tres reactores contarán con dos difusores de domo de burbuja fina (diámetro de 1 mm) dispuestos a 0,91 m de la base del equipo, donde el ozono se propaga desde el fondo de la cámara de contacto hasta la superficie. Cada difusor presenta una potencia de 0,40 kW de acuerdo con los catálogos de Columbec S.A. (2017).

#### **AVII.4. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE SECUNDARIO DE CLARIFICACIÓN**

El dimensionamiento del clarificador secundario sigue el mismo principio del primario. La determinación de la superficie y la velocidad de sedimentación de las partículas se calcula mediante ensayos realizados en columnas de sedimentación. A partir de los datos experimentales presentados en las Tabla AVII.7 y AVII.8 se construyó la respectiva curva de sedimentación del proceso, tal como se indica en la Figura

AVII.11. En la gráfica también se desarrolló el método de Talmadge y Fitch para la determinación del punto crítico  $C_1$  y el tiempo último de separación  $t_u$ .

**Tabla AVII.7.** Datos de altura de interfaz de los sólidos sedimentados en el efluente tratado para diferentes intervalos de tiempo

Tiempo (min)	Altura de la interfaz (cm)
0	16,0
2	12,2
4	8,9
6	6,6
8	4,8
10	3,2
14	2,3
18	1,7
22	1,3
26	1,3

**Tabla AVII.8.** Concentración inicial y final de sólidos totales encontrados en el efluente tratado

Parámetro	Unidad	Valor
Concentración inicial de sólidos totales en el efluente $C_o$	mg L <sup>-1</sup>	2 294,00
Concentración final de sólidos totales en el lodo espesado $C_u$	mg L <sup>-1</sup>	11 470,00

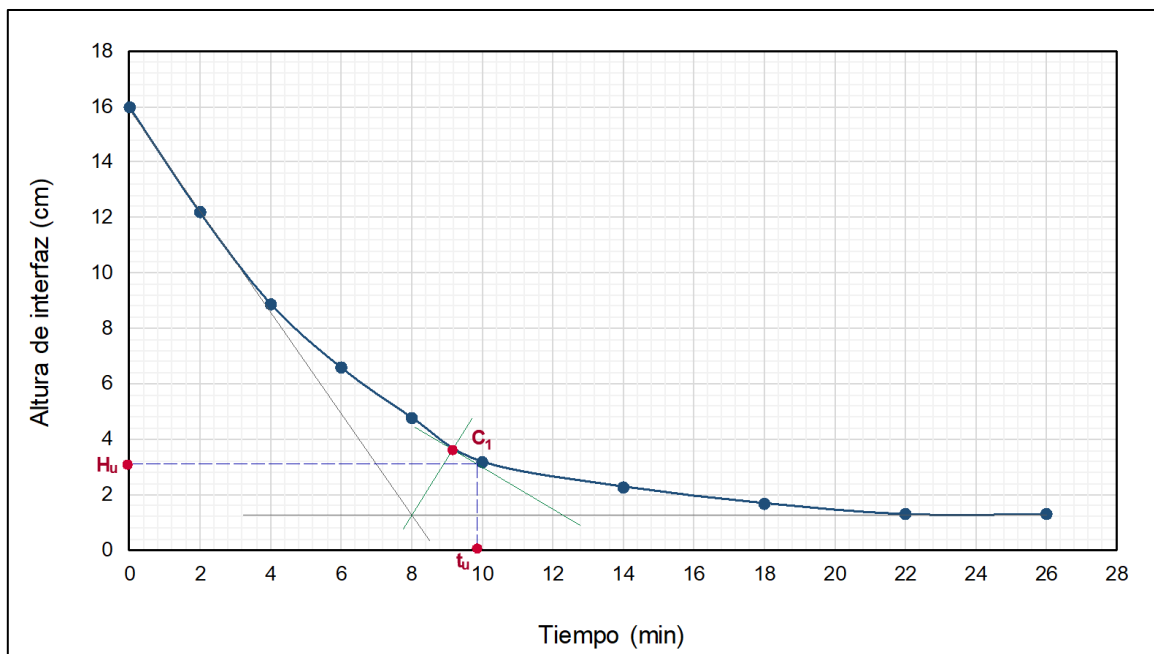
El límite de zona de sedimentación  $H_u$  se determina a través de la ecuación 3.8 de la sección 3.2.1.

$$H_u = \frac{C_o * H_o}{C_u}$$

$$H_u = \frac{2\,294,00 \frac{\text{mg}}{\text{L}} * 0,16 \text{ m}}{11\,470,00 \frac{\text{mg}}{\text{L}}}$$

$$H_u = 0,032 \text{ m}$$

Para un valor de  $H_u = 3,20$  cm se traza una recta horizontal desde la ordenada hasta el punto de corte con la tangente a la curva de sedimentación; en este punto, se proyecta una vertical hasta el eje de las abscisas para obtener el tiempo último de separación.



**Figura AVII.11.** Aplicación del método de Talmadge y Fitch en la curva de sedimentación de los sólidos presentes en el efluente detoxificado por el proceso combinado  $O_3/H_2O_2$

Las tangentes trazadas a la curva de sedimentación en la zona de precipitación libre y de compresión de la Figura AVII.11 establecen el punto crítico  $C_1$  a partir del cual se calcula la velocidad de sedimentación para un tiempo  $t_u$  de 9,89 min.

$$V_s = \frac{H_o - H_u}{t_u}$$

$$V_s = \frac{0,16 \text{ m} - 0,032 \text{ m}}{9,89 \text{ min}} * \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}}$$

$$V_s = 18,64 \frac{\text{m}}{\text{d}}$$

Del mismo modo, a través de la ecuación 3.10 se determina el caudal sobrenadante ( $Q_c$ ) del sistema para cada sedimentador.

$$Q_c = \frac{Q * (H_o - H_u)}{H_o}$$

$$Q_c = \frac{267,73 \frac{m^3}{d} * (0,16 m - 0,032 m)}{0,16 m}$$

$$Q_c = 214,18 \frac{m^3}{d}$$

El área necesaria para la clarificación ( $A_c$ ) se obtiene de la relación entre el caudal sobrenadante ( $Q_c$ ) y la velocidad de sedimentación ( $V_s$ ) calculados.

$$A_c = \frac{Q_c}{V_s}$$

$$A_c = \frac{214,18 \frac{m^3}{d}}{18,64 \frac{m}{d}}$$

$$A_c = 11,49 m^2$$

Mientras que la superficie de espesamiento de sólidos en el efluente tratado se determina por la ecuación 3.11 de la sección 3.2.2.2.

$$A_e = \frac{Q * t_u}{H_o}$$

$$A_e = \frac{267,73 \frac{m^3}{d} * 9,89 \text{ min} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}{0,16 m}$$

$$A_e = 11,49 m^2$$

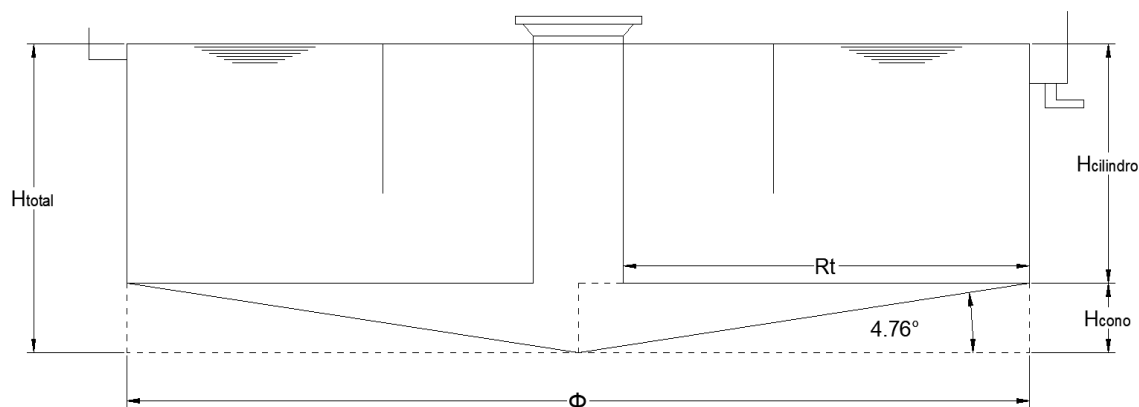
Al igual que en el clarificador primario, se utilizarán dos tanques sedimentadores debido a procedimientos de limpieza y mantenimiento. Así pues, para una superficie de  $11,49 m^2$  en cada sedimentador, el diámetro ( $\Phi$ ) es:

$$\Phi = \sqrt{\frac{4 * A_{\text{Superficial}}}{\pi}}$$

$$\Phi = \sqrt{\frac{4 * (11,49 m^2)}{\pi}}$$

$$\Phi = 3,82 m$$

De acuerdo con Romero (2004), la pendiente de fondo para sedimentadores circulares secundarios corresponde a 1/12 (p. 645). De modo que, la altura correspondiente a la sección cónica se calcula mediante trigonometría como se muestra en la Figura AVII.12.



**Figura AVII.12.** Esquema del sedimentador secundario para la determinación de la altura de fondo cónico

Donde:

$$\tan \alpha^\circ = \frac{1}{12}$$

$$\alpha = 4,76^\circ$$

$$\tan(4,76^\circ) = \frac{H_{cono}}{\frac{\Phi}{2}}$$

$$\tan(4,76^\circ) = \frac{H_{cono}}{\left(\frac{3,82 \text{ m}}{2}\right)}$$

$$H_{cono} = 0,16 \text{ m}$$

Se estableció un valor de 3,00 m como altura mínima total del clarificador (incluida la profundidad adicional en la zona de recogida del lodo) (Romero, 2004, pp. 644-645). Por lo cual, la altura equivalente a la parte cilíndrica del clarificador es:

$$H_{total} = H_{cilindro} + H_{cono}$$

$$3,00 \text{ m} = H_{cilindro} + 0,16 \text{ m}$$

$$H_{\text{cilindro}} = 2,84 \text{ m}$$

El volumen de la sección tubular se calcula según la ecuación AVII.14.

$$V_{\text{cilindro}} = \pi * \frac{\Phi^2}{4} * H_{\text{cilindro}}$$

$$V_{\text{cilindro}} = \pi * \frac{(3,82 \text{ m})^2}{4} * 2,84 \text{ m}$$

$$V_{\text{cilindro}} = 32,55 \text{ m}^3$$

Mientras que la capacidad del fondo del sedimentador se estima con base en la ecuación AVII.12.

$$V_{\text{cono}} = \pi * \frac{\Phi^2}{12} * H_{\text{cono}}$$

$$V_{\text{cono}} = \pi * \frac{(3,82 \text{ m})^2}{12} * 0,16 \text{ m}$$

$$V_{\text{cono}} = 0,61 \text{ m}^3$$

De tal forma que la capacidad total por sedimentador es:

$$V_{\text{operación}} = V_{\text{cono}} + V_{\text{cilindro}}$$

$$V_{\text{operación}} = 0,61 \text{ m}^3 + 32,55 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{operación}} = 33,16 \text{ m}^3$$

El tiempo de retención ( $\tau_R$ ) se estima con base en el volumen de operación y el flujo de efluente dividido para cada sedimentador (Solano y Segarra, 2006, p. 65).

$$\tau_R = \frac{V_{\text{operación}}}{Q}$$

$$\tau_R = \frac{33,16 \text{ m}^3}{267,73 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}$$

$$\tau_R = 2,97 \text{ h}$$

De acuerdo con Peters et al. (1991), se aplica un factor de seguridad de 15 % al tiempo de residencia obtenido (p. 38).

$$\tau_R = 1,15 * 2,97 \text{ h}$$

$$\tau_R = 3,42 \text{ h}$$

Para un tiempo de residencia de 3,42 h, el volumen nominal para cada unidad resulta de:

$$T_{R \text{ final}} = \frac{V_{\text{nominal}}}{Q}$$

$$3,42 \text{ h} = \frac{V_{\text{nominal}}}{267,73 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}$$

$$V_{\text{nominal}} = 38,15 \text{ m}^3$$

#### **AVII.4.1. Determinación de las dimensiones en la zona de entrada**

El diámetro del pozo central ( $\Phi_1$ ) debe ser aproximadamente 15 a 20 % del diámetro del sedimentador (Romero, 2004, p. 645). Para un promedio de 18 %, se tiene:

$$\Phi_1 = 0,18 * \Phi$$

$$\Phi_1 = 0,18 * 3,82 \text{ m}$$

$$\Phi_1 = 0,69 \text{ m}$$

La sumergencia del pozo no debe profundizarse más de 1 m por debajo de la superficie para evitar el arrastre de lodos (Romero, 2004, p. 645).

#### **AVII.4.2. Determinación de las dimensiones en la zona de salida**

La carga de rebose sobre el vertedero perimetral de salida se determina mediante la ecuación 3.17 de la sección 3.4.1.



$$Cv = \frac{Q}{\pi * \Phi}$$

$$Cv = \frac{267,73 \frac{m^3}{d}}{(\pi * 3,82 m)}$$

$$Cv = 22,31 \frac{m^3}{m d}$$

## AVII.5. DIMENSIONAMIENTO DE FILTROS EN MEDIO GRANULAR

Para el escalado de los filtros en medio granular se consideraron los resultados obtenidos en la prueba de filtración realizada en el laboratorio reportados en la Tabla AVI.4 del Anexo AVI. La membrana de poro de 0,45  $\mu$ m (47 mm) utilizada sugiere una remoción del 84 % de sólidos en suspensión y la aplicación de arena y grava como medio filtrante según la Figura 3.4.

El número de unidades de filtración se calcula a través de la ecuación 3.19 de la sección 3.5.

$$n \approx \frac{1}{4} * \sqrt{Q}$$

$$n \approx \frac{1}{4} * \sqrt{267,65 \frac{m^3}{d} * \frac{1 d}{24 h}}$$

$$n \approx 0,83$$

Sin embargo, el número mínimo de unidades para el proceso filtración es 2 debido a programas de mantenimiento y limpieza (Metcalf y Eddy, 2013, p. 765).

El dimensionamiento de los filtros parte de la determinación de la superficie de filtración, la cual viene dada por la relación 3.18 de la sección 3.5. Al adoptar una tasa de filtración lenta promedio de 6 m d<sup>-1</sup> para un medio granular de arena y grava según Romero (2004), el área total requerida para el sistema es (p. 672):

$$A_{\text{filtración}} = \frac{Q}{\vartheta_{\text{filtración}}}$$

$$A_{\text{filtración}} = \frac{267,65 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}{6 \frac{\text{m}}{\text{d}}}$$

$$A_{\text{filtración}} = 44,61 \text{ m}^2$$

De acuerdo con Peters et al. (1991), se aplica un factor de seguridad del 20 % sobre el área de filtración (p. 638).

$$A_{\text{filtración}} = 1,20 (44,61 \text{ m}^2)$$

$$A_{\text{filtración}} = 53,53 \text{ m}^2$$

Con base en la superficie horizontal del lecho calculada se determina la longitud rectangular del equipo (L) a través de la ecuación AVII.31.

$$A_{\text{filtración}} = L * a \quad \text{[AVII.31]}$$

Donde,  $L = 2a$

$$A_{\text{filtración}} = 2a \times a$$

$$53,53 \text{ m}^2 = 2a^2$$

$$a = 5,17 \text{ m}$$

$$L = 10,34 \text{ m}$$

Según la Tabla 3.11 la profundidad total del filtro está constituida por las capas del medio filtrante y las alturas de fondo, drenaje y agua sobrenadante.

$$H_{\text{medio filtrante}} = h_{\text{grava gruesa}} + h_{\text{fondo falso}} + h_{\text{grava}} + h_{\text{grava fina}} + h_{\text{arena}}$$

$$H_{\text{medio filtrante}} = 0,20 \text{ m} + 0,20 \text{ m} + 0,10 \text{ m} + 0,10 \text{ m} + 0,28 \text{ m}$$

$$H_{\text{medio filtrante}} = 0,88 \text{ m}$$

Por ende, la altura total es:

$$H_{\text{total}} = H_{\text{medio filtrante}} + H_{\text{drenaje}} + H_{\text{agua sobrenadante}} \quad [\text{AVII.32}]$$

$$H_{\text{total}} = 0,88 \text{ m} + 0,40 \text{ m} + 1,00 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = 2,28 \text{ m}$$

Una vez establecida la profundidad total del filtro, se determina la capacidad nominal de cada unidad según la ecuación AVII.33.

$$V_{\text{nominal}} = a * L * H_{\text{total}} \quad [\text{AVII.33}]$$

$$V_{\text{nominal}} = 5,17 \text{ m} * 10,34 \text{ m} * 2,28 \text{ m}$$

$$V_{\text{nominal}} = 121,88 \text{ m}^3$$

Al considerar una relación directa entre el área superficial de filtración y el volumen del equipo, se calcula la capacidad de operación individual para un factor de sobredimensionamiento de 20 %.

$$V_{\text{operación}} = \frac{V_{\text{nominal}}}{1,20}$$

$$V_{\text{operación}} = \frac{121,88 \text{ m}^3}{1,20}$$

$$V_{\text{operación}} = 101,57 \text{ m}^3$$

La fricción generada por el paso del flujo a través de los poros del medio granular produce una pérdida de carga debido a los sólidos suspendidos en el efluente. Los sólidos depositados en los granos reducen los canales de circulación del agua y aumentan la velocidad de filtración (Pérez, 2012, p. 147).

Con base en Abadía, Rocamora y Puerto (2016), la caída de presión para filtros en medio granular se determina a través de la ecuación AVII.34 (p. 136).

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \left( \frac{1}{\alpha} * \mu * \vartheta \right) + \left( C_2 * \frac{\delta_L}{2} * \vartheta^2 \right) \quad [\text{AVII.34}]$$

Donde:

- $\frac{\Delta P}{\Delta L}$ : Caída de presión por unidad de longitud en medio filtrante (Pa m<sup>-1</sup>)
- $\frac{1}{\alpha}$ : Factor viscoso (m<sup>-2</sup>)
- $\mu$ : Viscosidad del fluido (Pa s<sup>-1</sup>)
- $\vartheta$ : Velocidad de filtración (m s<sup>-1</sup>)
- $C_2$ : Factor inercial (m<sup>-1</sup>)
- $\delta_L$ : Densidad del fluido (efluente clarificado) (kg m<sup>-3</sup>)

El factor viscoso y el factor inercial para un medio filtrante constituido principalmente por arena y grava equivale a 1 426 866,42 m<sup>-2</sup> y 67,81 m<sup>-1</sup> respectivamente (Abadía et al., 2016, p. 138).

Al reemplazar los datos en la ecuación AVII.34, se tiene:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \left(1\,426\,866,42 \frac{1}{\text{m}^2}\right) * \left(6 \times 10^{-4} \frac{\text{Pa}}{\text{s}}\right) * \left(6,94 \times 10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}}\right) + \left(67,81 \frac{1}{\text{m}} * \frac{980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{2}\right) * \left(6,94 \times 10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2$$

$$\frac{\Delta p}{\Delta L} = 0,060 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}$$

Para una longitud de 10,34 m, la caída de presión en el filtro es:

$$\Delta p = \left(0,060 \frac{\text{Pa}}{\text{m}}\right) * (10,34 \text{ m})$$

$$\Delta p = 0,62 \text{ Pa}$$

Con base en el volumen de operación, se determina el tiempo de residencia para la etapa de filtración.

$$\tau_{R \text{ final}} = \frac{V_{\text{operación}}}{Q}$$

$$\tau_{R \text{ final}} = \frac{101,57 \text{ m}^3}{267,65 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}}$$

$$\tau_{R \text{ final}} = 9,11 \text{ h}$$

Finalmente, la eficiencia de filtración está dada por la diferencia de turbidez entre el afluente y efluente tratado tal como se muestra en la ecuación 3.20 de la sección 3.5.1. La turbidez del efluente fue medida por un turbidímetro HACH portátil 2100p del Laboratorio de Acelerador de Electrones del Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional. Los resultados se presentan en la Tabla AVII.9.

**Tabla AVII.9.** Turbidez medida en el afluente y efluente industrial

Parámetro	Unidad	Valor
Turbidez al inicio de la filtración $\alpha_{\text{afluente}}$	NTU	31,40
Turbidez al final de la filtración $\alpha_{\text{efluente}}$	NTU	1,39

En consecuencia, al reemplazar los datos en la ecuación 3.20, se tiene:

$$\% E_{\text{filtración}} = \frac{\alpha_{\text{afluente}} - \alpha_{\text{efluente}}}{T_{\text{afluente}}} * 100$$

$$\% E_{\text{filtración}} = \frac{(31,40 - 1,39) \text{ NTU}}{31,4 \text{ NTU}} * 100$$

$$\% E_{\text{filtración}} = 95,57$$

Al aplicar un proceso de filtración, la turbidez del efluente se reduce en un 95,57 %, valor que entra dentro del rango permisible para descarga de efluentes a un cuerpo de agua dulce.

## ANEXO AVIII

### DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS AUXILIARES

#### AVIII.1. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE PARA LA PREPARACIÓN DE LECHADA DE CAL

La decisión de comprar cal viva o hidratada se ve influenciada por tres factores fundamentales: tamaño de la planta, costo de insumos y tipo de almacenamiento. Generalmente cuando el uso de cal es menor a 3 ton d<sup>-1</sup>, se considera que la preparación de la lechada de cal puede ser realizada directamente por la misma empresa (Coloma, 2008, pp. 76-77).

Con base en los resultados del balance de masa desarrollado en el Anexo AVI, la cantidad de lechada de cal al 15 % en sólidos requerida es de 2 674,93 kg d<sup>-1</sup> con una densidad de 1 132,39 kg m<sup>-3</sup>. Por ende, al aplicar un factor de sobredimensionamiento del 20 % sobre el flujo y un tiempo de contingencia de 4 h, la capacidad del tanque de dilución es:

$$V_{\text{operación}} = 2\,674,93 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{\text{m}^3}{1\,132,39 \text{ kg}} * 4,00 \text{ h} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}$$

$$V_{\text{operación}} = 0,39 \text{ m}^3$$

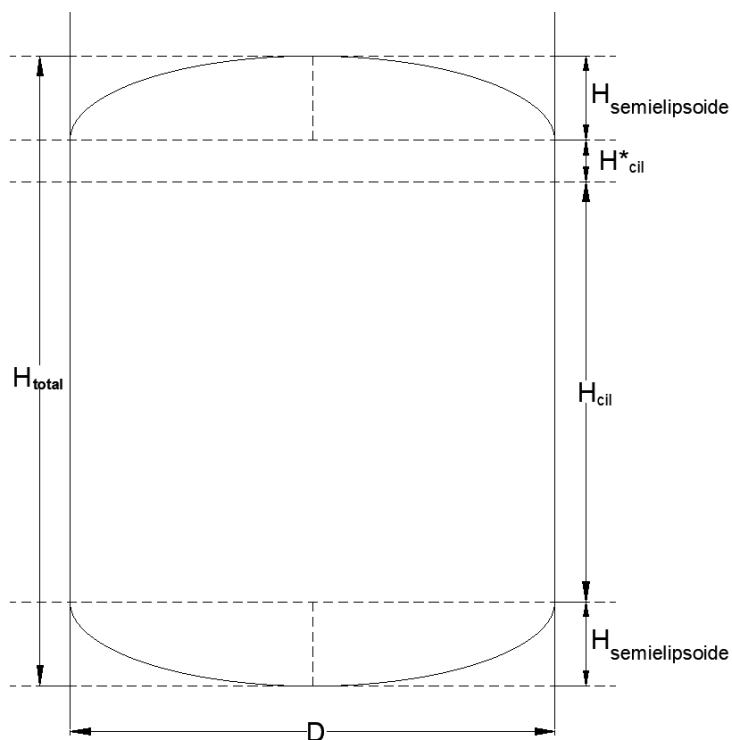
$$V_{\text{nominal}} = V_{\text{operación}} * \text{Factor de seguridad}$$

$$V_{\text{nominal}} = 0,39 \text{ m}^3 * 1,20$$

$$V_{\text{nominal}} = 0,47 \text{ m}^3$$

Debido a la posible carbonatación espontánea de la lechada de cal con el CO<sub>2</sub> presente en el ambiente, se propone el empleo de un tanque con cabeza y fondo semielipsoidal 2:1 para su preparación. Las dimensiones de diámetro y altura se calculan a partir del volumen nominal, según el código ASME sección VIII División 1 (Farr y Jawad, 2010, p. 57).

La capacidad de operación del tanque está dada por la capacidad del cuerpo del equipo más el volumen del fondo elipsoidal, tal como se indica en la Figura AVIII.1.



**Figura AVIII.1.** Esquema del tanque vertical de fondo y cabeza semielipsoidal para la preparación de lechada de cal

Para el dimensionamiento del equipo se emplearán las ecuaciones AVIII.1 - AVIII.3 con base en la geometría del tanque.

$$V_{operación} = V_{cilindro\ lleno} + V_{fondo\ semielipsoidal} \quad [AVIII.1]$$

$$V_{cabeza/fondo\ elipsoidal} = \pi * \frac{D^2}{6} * H_{semielipsoide} \quad [AVIII.2]$$

$$H_{total} = H_{cilindro\ lleno} + H_{cilindro\ vacío} + 2H_{semielipsoide} \quad [AVIII.3]$$

Según la ecuación AVII.2 del Anexo AVII, el volumen del cilindro vacío para una capacidad nominal de  $0,47 \text{ m}^3$  es:

$$V_{nominal} = V_{operación} + V_{cilindro\ vacío}$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = (0,47 - 0,39) \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = 0,08 \text{ m}^3$$

Con el fin de cumplir la condición  $H/D = 1$ , se asumió un diámetro de tanque (D) de 0,96 m. Por lo tanto, el alto del fondo semielipsoidal se calcula mediante la aplicación de la ecuación AVIII.4.

$$H_{\text{semi-elipsoide}} = \frac{D}{4} \quad [\text{AVIII.4}]$$

$$H_{\text{semi-elipsoide}} = \frac{(0,96 \text{ m})}{4}$$

$$H_{\text{semi-elipsoide}} = 0,24 \text{ m}$$

Para una altura de 0,24 m, se evalúa el volumen de cabeza y fondo semielipsoidal a partir de la ecuación AVIII.2.

$$V_{\text{cabeza/fondo semielipsoidal}} = \pi * \frac{(0,96 \text{ m})^2}{6} * (0,24 \text{ m})$$

$$V_{\text{cabeza/fondo semielipsoidal}} = 0,12 \text{ m}^3$$

Por lo tanto, el volumen del cilindro lleno es:

$$V_{\text{operación}} = V_{\text{cilindro lleno}} + V_{\text{fondo semielipsoidal}}$$

$$0,39 \text{ m}^3 = V_{\text{cilindro lleno}} + 0,12 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro lleno}} = 0,27 \text{ m}^3$$

Las alturas tanto del cilindro lleno como del vacío se determinan con base en las ecuaciones AVII.3 y AVII.4 del Anexo AVII, respectivamente.

$$V_{\text{cilindro lleno}} = \pi * \frac{D^2}{4} * H_{\text{cil}}$$

$$0,27 \text{ m}^3 = \pi * \frac{(0,96 \text{ m})^2}{4} * H_{\text{cil}}$$

$$H_{\text{cil}} = 0,37 \text{ m}$$



$$V_{\text{cilindro vacío}} = \pi * \frac{D^2}{4} * H_{\text{cil}}^*$$

$$0,08 \text{ m}^3 = \pi * \frac{(0,96 \text{ m})^2}{4} * H_{\text{cil}}^*$$

$$H_{\text{cil}}^* = 0,11 \text{ m}$$

Finalmente, una vez determinadas las alturas de cada parte del tanque, se calcula la altura total por medio de la ecuación AVIII.3.

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cilindro lleno}} + H_{\text{cilindro vacío}} + 2H_{\text{semielipsoide}}$$

$$H_{\text{total}} = (0,37 + 0,11 + 2(0,24)) \text{ m}$$

$$H_{\text{Total}} = 0,96 \text{ m}$$

De acuerdo con Coloma (2008), el tiempo requerido para completar el proceso de hidratación de cal varía entre 15 y 30 min. Generalmente, se toma los 30 min como tiempo de residencia debido a la baja reactividad que presenta la cal comercial (p. 11).

Por lo tanto, el tiempo de residencia ( $\tau_R$ ) para la preparación de cal es:

$$\tau_R = 0,50 \text{ h}$$

#### **AVIII.1.1. Determinación del espesor del tanque de preparación de lechada de cal**

Los tanques de lechada de cal se construirán a partir de hierro fundido debido a su buena resistencia a la corrosión. Por ende, se considera una resistencia máxima permisible (S) de 22 045,70 psi para la determinación del espesor del tanque (ASM, 1997, p. 808).

La presión de operación del sistema viene dada por la determinación de la presión hidrostática de la mezcla como se establece en la ecuación AVII.26 del Anexo AVII.

$$P_H = \delta_L * g * H$$

$$P_H = \left( 1\,132,39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \left( 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) (0,96 \text{ m})$$

$$P_H = 10\,664,40 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} * \frac{145,04 \times 10^{-6} \text{ psi}}{1 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}$$

$$P_H = 1,55 \text{ psi}$$

Donde:

$$P_{\text{operación}} = P_{\text{atm}} + P_H$$

$$P_{\text{operación}} = 14,70 \text{ psi} + 1,55 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operación}} = 16,25 \text{ psig}$$

De acuerdo con PDVSA (2014), la presión de operación máxima del recipiente corresponde al 5 % más del valor de presión de operación para situaciones normales de funcionamiento.

$$P_{\text{operación máx.}} = 1,05 * P_{\text{operación}}$$

$$P_{\text{operación máx.}} = 1,05(16,25 \text{ psig})$$

$$P_{\text{operación máx.}} = 17,06 \text{ psig}$$

Para una presión de operación máxima de 17,06 psig, la presión de diseño corresponde a (p. 47):

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{operación máx.}} + 25,00 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 17,06 \text{ psig} + 25,00 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 42,06 \text{ psig}$$

Con base en la presión de diseño, se estima el diámetro interno de los tanques mediante el nomograma presentado en la Figura AXIII.1 del Anexo AXIII. Este resultó ser de 74,00 in.

Por ende, el radio interno equivale a:

$$R_i = \frac{D_i}{2}$$

$$R_i = \frac{(74,00 \text{ in})}{2}$$

$$R_i = 37,00 \text{ in}$$

Al reemplazar los datos obtenidos en la expresión AVII.25 del Anexo AVII, se tiene que el espesor mínimo para un reactor a presión es:

$$t_p = \frac{P * R_i}{S * E - 0,6 P}$$

$$t_p = \frac{(42,06 \text{ psig}) * (37,00 \text{ in})}{(22\ 045,70 \text{ psi}) * 1 - 0,6 (42,06 \text{ psig})}$$

$$t_p = 0,071 \text{ in}$$

$$t_p = 1,80 \text{ mm}$$

Para tanques de diámetro entre 1,00 a 2,00 m, el espesor mínimo requerido para recipientes a presión es de 7,00 mm (Farr y Jawad, 2010, p. 33), por lo cual el nuevo espesor del tanque será de 7,00 mm.

Debido a la alta corrosión y problemas de incrustación por la formación de  $\text{CaCO}_3$ , se aplica al espesor del tanque una corrosión máxima permisible de 3,20 mm según el código ASME sección VIII División 1 (Farr y Jawad, 2010, pp. 33-37).

$$t_p = (7,00 + 3,20) \text{ mm}$$

$$t_p = 10,20 \text{ mm}$$

### AVIII.1.2. Dimensionamiento de las tapas y cabezales para el tanque

Para un cabezal de forma elipsoidal, el volumen de la tapa ( $V_T$ ) se establece a través de la ecuación AVIII.5.

$$V_T = 0,980 * D^3$$

[AVIII.5]

Donde:

$V_T$ : Volumen de la tapa de forma elipsoidal (gal)

$D$ : Diámetro del recipiente a presión (ft)

Al reemplazar los datos en la ecuación AVIII.5, se tiene:

$$V_T = 0,980 * \left(0,96 \text{ m} * \frac{3,28 \text{ ft}}{1 \text{ m}}\right)^3$$

$$V_T = 30,60 \text{ gal}$$

$$V_T = 0,12 \text{ m}^3$$

El nivel de líquido en la tapa ( $L_f$ ) se calcula mediante la ecuación AVIII.6.

$$L_f = 0,25 * D \quad \text{[AVIII.6]}$$

Donde:

$L_f$ : Nivel de líquido en la tapa de forma elipsoidal (ft)

$D$ : Diámetro del recipiente a presión (ft)

$$L_f = 0,25 * \left(0,96 \text{ m} * \frac{3,28 \text{ ft}}{1 \text{ m}}\right)$$

$$L_f = 0,79 \text{ ft}$$

$$L_f = 0,24 \text{ m}$$

El espesor de la tapa elipsoidal 2:1 se determina a través de la expresión AVIII.7.

$$t_{\text{tapa}} = \frac{P * D_i}{2 * S * E - 0,2 P} \quad \text{[AVIII.7]}$$

Donde:

$t_{\text{tapa}}$ : Espesor mínimo requerido para la tapa del recipiente (in)

- P: Presión de diseño aplicada en el recipiente (psig)  
 Di: Diámetro interno (in)  
 S: Resistencia de trabajo máximo admisible del material (psi)  
 E: Eficiencia de la soldadura

Al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AVIII.7 se tiene que el espesor de la tapa para el tanque de preparación de lechada de cal es :

$$t_{\text{tapa}} = \frac{42,06 \text{ psig} * 74,00 \text{ in}}{2 * 22\ 045,70 \text{ psi} * 1 - (0,2 * 42,06 \text{ psig})}$$

$$t_{\text{tapa}} = 0,071 \text{ in}$$

$$t_{\text{tapa}} = 1,80 \text{ mm}$$

Cabe recalcar que se añade 3,20 mm al espesor de la tapa calculado debido al alto grado de corrosión de la mezcla.

$$t_{\text{tapa}} = (1,80 + 3,20) \text{ mm}$$

$$t_{\text{tapa}} = 5,00 \text{ mm}$$

### AVIII.1.3. Dimensionamiento del sistema de agitación

Las dimensiones para un sistema de agitación tipo turbina de paletas inclinadas se determinan con base en los criterios de diseño citados en la sección 3.1.1, de modo que el diámetro del agitador ( $D_a$ ) es:

$$D_a = \frac{1}{3} * D$$

$$D_a = \frac{1}{3} * 0,96 \text{ m}$$

$$D_a = 0,32 \text{ m}$$

El ancho de los deflectores (J) será:

$$J = \frac{1}{12} * D$$

$$J = \frac{1}{12} * 0,96 \text{ m}$$

$$J = 0,08 \text{ m}$$

La altura medida desde la base del tanque a la mitad del agitador (E) puede calcularse como:

$$E = \frac{1}{3} * D$$

$$E = \frac{1}{3} * 0,96 \text{ m}$$

$$E = 0,32 \text{ m}$$

Y el ancho (W) y el largo (L) de las aspas del sistema serán:

$$W = \frac{1}{5} * D_a$$

$$W = \frac{1}{5} * 0,32 \text{ m}$$

$$W = 0,06 \text{ m}$$

$$L = \frac{1}{4} * D_a$$

$$L = \frac{1}{4} * 0,32 \text{ m}$$

$$L = 0,08 \text{ m}$$

#### **AVIII.1.4. Estimación de la potencia para el sistema de agitación**

Para un volumen de operación de 0,39 m<sup>3</sup> y una viscosidad de mezcla de 6,0 x 10<sup>-4</sup> Ns m<sup>-2</sup>, el tipo de agitador más adecuado es el de turbina o hélice con 1 750 rpm, como se indica en la Figura AXII.1 del Anexo AXII (Sinnott, 2005, p. 472).

A partir del número de Reynolds se determina el número de potencia para agitadores tipo turbina de seis aspas.

$$Re = \frac{Da^2 * N * \bar{\delta}}{\mu}$$

$$Re = \frac{(0,32 \text{ m})^2 * 29,17 \frac{\text{rev}}{\text{s}} * 1\,132,39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re = 56,37 \times 10^5$$

Para un Re de  $56,37 \times 10^5$ , el número de potencia de eje requerido ( $N_p$ ) equivale a 4 según la Figura AVII.2 del Anexo AVII (McCabe et al., 2007, p. 275).

Con base en los datos de la Tabla 3.4 de la sección 3.1.1.1, la potencia de agitación moderada para una mezcla es de  $0,07 \text{ kW m}^{-3}$ . A partir de este valor, se determina la potencia requerida para una capacidad de operación de  $0,39 \text{ m}^3$ .

$$P = 0,39 \text{ m}^3 * \frac{0,07 \text{ kW}}{1 \text{ m}^3}$$

$$P = 0,03 \text{ kW}$$

Al reemplazar todos los datos en la ecuación AVII.10 del Anexo AVII, se determina la potencia real del sistema.

$$N_p = \frac{P}{\bar{\delta} * N^3 * Da^5}$$

$$4 = \frac{30,00 \text{ W}}{1\,132,39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * N_{\text{real}}^3 * (0,32 \text{ m})^5}$$

$$N_{\text{real}} = \sqrt[3]{\frac{30,00 \text{ W}}{1\,132,39 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4 * (0,32 \text{ m})^5}}$$

$$N_{\text{real}} = 1,25 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

Se realizaron una serie de iteraciones hasta que la velocidad de agitación obtenida gráficamente y la velocidad de agitación determinada matemáticamente coincidieran en su valor. En la Tabla AVIII.1 se presentan los resultados del proceso iterativo entre estos dos valores.

**Tabla AVIII.1.** Resultados del proceso de iteración para la determinación de  $N_{\text{real}}$  del sistema de agitación para la preparación de lechada de cal

<b>N asumido (rev s<sup>-1</sup>)</b>	<b>Re</b>	<b>Np</b>	<b>N real (rev s<sup>-1</sup>)</b>
29,17	$56,37 \times 10^5$	4	1,25
1,25	$2,42 \times 10^5$	4	1,25

Al final de la iteración se establece que la velocidad de agitación real para el sistema es de 1,25 rev s<sup>-1</sup>.

## **AVIII.2. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE PARA EL ALMACENAMIENTO DE CAL**

El tanque de almacenamiento de cal se diseñará según el código ASME sección VIII División 1. Generalmente, los recipientes para el almacenamiento de sólidos presentan una cabeza elipsoidal 2:1, fondo cónico y carcasa cilíndrica (Farr y Jawad, 2010, p. 57).

Para su dimensionamiento se considerarán las ecuaciones AVIII.8, AVIII.9 y AVIII.10.

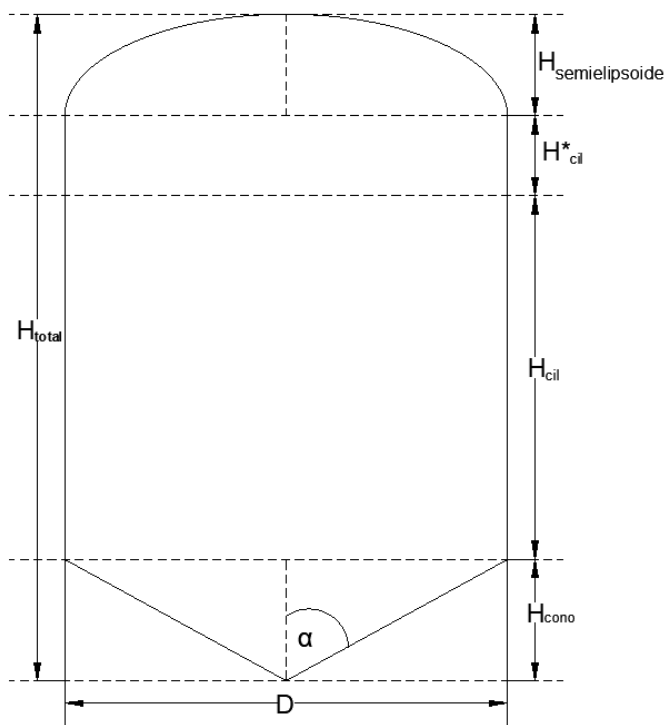
$$V_{\text{operación}} = V_{\text{cilindro lleno}} + V_{\text{fondo cónico}} \quad [\text{AVIII.8}]$$

$$V_{\text{fondo elipsoidal}} = \pi * \frac{D^2}{6} * H_{\text{semielipsoide}} \quad [\text{AVIII.9}]$$

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cilindro lleno}} + H_{\text{cilindro vacío}} + H_{\text{cono}} + H_{\text{semielipsoide}} \quad [\text{AVIII.10}]$$



El esquema del tanque para el almacenamiento de cal viva se presenta en la Figura AVIII.2.



**Figura AVIII.2.** Esquema del tanque vertical de fondo cónico para el almacenamiento de cal viva

Al considerar un tiempo máximo de almacenamiento de 30 días (debido a la rápida hidratación de la cal), la capacidad de operación del tanque para una cantidad diaria de cal requerida de 401,24 kg será (Pexgol S.A., 2017):

$$V_{\text{operación}} = 401,24 \frac{\text{kg Cal}}{\text{d}} * \frac{\text{m}^3}{3\,350,00 \text{ kg Cal}} * 30 \text{ d}$$

$$V_{\text{operación}} = 3,59 \text{ m}^3$$

De acuerdo con Farr y Jawad (2010), los tanques de almacenamiento por seguridad deben estar llenos como máximo al 80 % de su capacidad total (p. 57).

$$V_{\text{nominal}} = 1,20 * 3,59 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nominal}} = 4,31 \text{ m}^3$$

A partir de la capacidad nominal determinada, se calcula el volumen del cilindro vacío mediante la ecuación AVII.2 del Anexo AVII.

$$V_{\text{nominal}} = V_{\text{operación}} + V_{\text{cilindro vacío}}$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = (4,31 - 3,59) \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro vacío}} = 0,72 \text{ m}^3$$

El diámetro del tanque (D) se determinó mediante la asunción de una altura de fondo cónico ( $H_{\text{cono}}$ ) de 0,50 m y un semiángulo de inclinación ( $\alpha$ ) de  $60^\circ$ , tal que  $H/D$  sea igual a 1,5 (Farr y Jawad, 2010, p. 58).

$$\tan 60^\circ = \frac{D}{2 * H_{\text{cono}}}$$

$$D = 2 * 0,50 \text{ m} * \tan 60^\circ$$

$$D = 1,73 \text{ m}$$

Por lo tanto, el volumen del fondo cónico es:

$$V_{\text{fondo cónico}} = \pi * \frac{(1,73 \text{ m})^2}{12} * 0,50 \text{ m}$$

$$V_{\text{fondo cónico}} = 0,39 \text{ m}^3$$

El volumen del cilindro lleno se determina a través de la ecuación AVIII.8.

$$V_{\text{operación}} = V_{\text{cilindro lleno}} + V_{\text{fondo cónico}}$$

$$3,59 \text{ m}^3 = V_{\text{cilindro lleno}} + 0,39 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cilindro lleno}} = 3,20 \text{ m}^3$$

Para un volumen de  $3,20 \text{ m}^3$ , la altura del cilindro lleno ( $H_{\text{cil}}$ ) es:

$$3,20 \text{ m}^3 = \pi * \frac{(1,73 \text{ m})^2}{4} * H_{\text{cil}}$$

$$H_{\text{cil}} = 1,36 \text{ m}$$

Asimismo, para un volumen de cilindro vacío de  $0,72 \text{ m}^3$  se calcula la altura  $H_{\text{cil}}^*$  requerida.

$$0,72 \text{ m}^3 = \pi * \frac{(1,73 \text{ m})^2}{4} * H_{\text{cil}}^*$$

$$H_{\text{cil}}^* = 0,31 \text{ m}$$

La altura del cabezal del tanque se calcula mediante la ecuación AVIII.4.

$$H_{\text{semielipsoide}} = \frac{D}{4}$$

$$H_{\text{semielipsoide}} = \frac{1,73 \text{ m}}{4}$$

$$H_{\text{semielipsoide}} = 0,43 \text{ m}$$

Una vez realizados todos los cálculos necesarios, se determina la altura total del tanque por medio de la ecuación AVIII.10.

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cilindro lleno}} + H_{\text{cilindro vacío}} + H_{\text{cono}} + H_{\text{semielipsoide}}$$

$$H_{\text{total}} = 1,36 \text{ m} + 0,31 \text{ m} + 0,50 \text{ m} + 0,43 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = 2,60 \text{ m}$$

### AVIII.2.1. Determinación del espesor del tanque de almacenamiento de cal viva

Para el cálculo del espesor del tanque es necesario establecer previamente la presión de operación máxima del sistema, presión que debe sobrepasar a la de operación en un 5 % (PDVSA, 2014, p. 18).

$$P_{\text{operación máx.}} = 1,05 * P_{\text{operación}}$$

$$P_{\text{operación máx.}} = 1,05 * 14,70 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operación máx.}} = 15,44 \text{ psig}$$

Por ende, la presión de diseño es:

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{operación máx.}} + 25,00 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 15,44 \text{ psig} + 25,00 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 40,44 \text{ psig}$$

Según el nomograma de la Figura AXIII.1 del Anexo AXIII, para una presión de diseño de 40,44 psig se tiene un diámetro interno de 75,00 in. Por ende, el radio interno del tanque es:

$$R_i = \frac{D_i}{2}$$

$$R_i = \frac{75,00 \text{ in}}{2}$$

$$R_i = 37,50 \text{ in}$$

El tanque de cal será construido de acero inoxidable 304 debido a su buena resistencia química a la materia prima (Sinnott, 2005, p. 918). Según ASM (1997), la resistencia máxima permisible (S) del material es de 84 992,10 psi (p. 808).

Al reemplazar todos los datos obtenidos en la expresión AVII.25, el espesor mínimo requerido es:

$$t_p = \frac{P * R_i}{S * E - 0,6 P}$$

$$t_p = \frac{40,44 \text{ psig} * 37,50 \text{ in}}{84 992,10 \text{ psi} * 1 - (0,6 * 40,44 \text{ psig})}$$

$$t_p = 0,018 \text{ in}$$

$$t_p = 0,46 \text{ mm}$$

Para recipientes a presión de diámetro entre 1,00 a 2,00 m, el espesor mínimo requerido es de 7,00 mm. Sin embargo, para tanques construidos de acero inoxidable 304 la corrosión permisible que se debe añadir al espesor es de 1,60 mm (Farr y Jawad, 2010, pp. 33-37).

$$t_p = (7,00 + 1,60) \text{ mm}$$

$$t_p = 8,60 \text{ mm}$$

### AVIII.2.2. Dimensionamiento de las tapas y cabezales del tanque de almacenamiento de cal viva

El volumen de la tapa elipsoidal ( $V_T$ ) se calcula a través de la ecuación AVIII.5.

$$V_T = 0,980 * D^3$$

$$V_T = 0,980 * \left(1,73 \text{ m} * \frac{3,28 \text{ ft}}{1 \text{ m}}\right)^3$$

$$V_T = 179,06 \text{ gal}$$

$$V_T = 0,68 \text{ m}^3$$

El nivel de líquido en la tapa ( $L_f$ ) viene dado por la ecuación AVIII.6.

$$L_f = 0,25 * D$$

$$L_f = 0,25 * \left(1,73 \text{ m} * \frac{3,28 \text{ ft}}{1 \text{ m}}\right)$$

$$L_f = 1,42 \text{ ft}$$

$$L_f = 0,43 \text{ m}$$

Finalmente, el espesor de cabeza elipsoidal 2:1 del tanque de almacenamiento viene dada por la expresión AVIII.7.

$$t_{\text{tapa}} = \frac{P * D_i}{2 * S * E - 0,2 P}$$

$$t_{\text{tapa}} = \frac{40,44 \text{ psig} * 75,00 \text{ in}}{2 * 84\,992,10 \text{ psi} * 1 - (0,2 * 40,44 \text{ psig})}$$

$$t_{\text{tapa}} = 0,018 \text{ in}$$

$$t_{\text{tapa}} = 0,46 \text{ mm}$$

De la misma forma que para el cuerpo del tanque, se añade al espesor de la tapa 1,60 mm por corrosión permisible.

$$t_{\text{tapa}} = (0,46 + 1,60) \text{ mm}$$

$$t_{\text{tapa}} = 2,06 \text{ mm}$$

### AVIII.3. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE PARA EL ALMACENAMIENTO DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO AL 50 %

La solución de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> debe ser almacenada en ambientes oscuros y en tanques totalmente cubiertos. Generalmente, los grados comerciales de peróxido de hidrógeno son bastante estables (tienden a descomponerse anualmente menos del 1 %); sin embargo, un inadecuado control en la temperatura, contaminación y pH del reactivo puede ocasionar graves incidentes de seguridad desde lesiones personales hasta estallidos de recipientes y tuberías por incendios (Solvay, 2015, pp. 4-5). Por esta razón, se considerará un tiempo de almacenamiento máximo de 30 días con el fin de controlar cualquier imprevisto ocasionado durante el funcionamiento de la planta.

Para una cantidad requerida de 536,88 kg d<sup>-1</sup> de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> al 50 %, la capacidad de operación es:

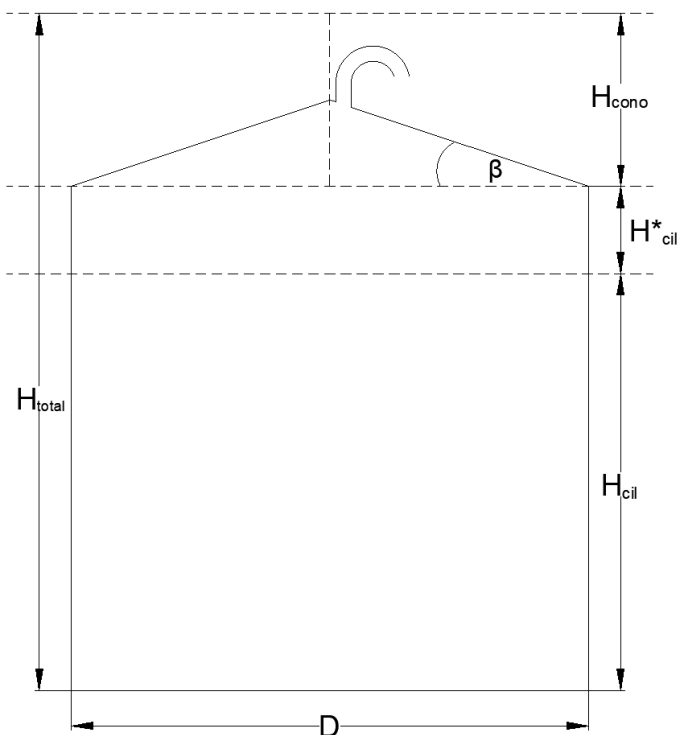
$$V_{\text{operación}} = 536,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{\text{m}^3}{1\,200,00 \text{ kg}} * 30 \text{ d}$$

$$V_{\text{operación}} = 13,42 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{operación}} = 84,41 \text{ BBL}$$

Según Solvay (2015), las soluciones acuosas de peróxido de hidrógeno normalmente liberan calor y desprenden pequeñas cantidades de oxígeno. Por esta razón, el tanque de almacenamiento debe ser diseñado como un recipiente atmosférico con requerimientos de venteo bajo el código API 650 (p. 5). Generalmente, los tanques con bases planas y de techo cónico se utilizan como recipientes para el almacenamiento de líquidos a presión atmosférica (API, 2013a, p. 10).

La nomenclatura utilizada en el dimensionamiento de este equipo se presenta en la Figura AVIII.3.



**Figura AVIII.3.** Esquema del tanque vertical de techo cónico fijo y fondo plano para el almacenamiento de peróxido de hidrógeno al 50 %

El volumen nominal para tanques atmosféricos de  $V_{\text{operación}} < 1\ 000$  BBL se calcula mediante la adición de 4 ft a la altura del tanque como parámetro de seguridad (API, 2013a, p. 58). Para el cálculo se asumirá un diámetro mínimo de tanque de 3 m según la API (2013a), (p. A-2).

En este caso, el volumen de operación corresponde al volumen de un cuerpo cilíndrico. Por lo tanto, la altura normal del equipo ( $H_{\text{cil}}$ ) se determina mediante la ecuación AVIII.11.

$$V_{\text{operación}} = \pi * \frac{D^2}{4} * H_{\text{cil}} \quad [\text{AVIII.11}]$$

$$13,42 \text{ m}^3 = \pi * \frac{(3,00 \text{ m})^2}{4} * H_{\text{cil}}$$

$$H_{\text{cil}} = 1,90 \text{ m}$$

Con base en la altura obtenida se calcula la capacidad nominal del tanque para los 4 ft adicionales.

$$V_{\text{nominal}} = \pi * \frac{D^2}{4} * (H_{\text{cil}} + H_{\text{cil}}^*)$$

$$V_{\text{nominal}} = \pi * \frac{(3,00 \text{ m})^2}{4} * \left( 1,90 \text{ m} + \left( 4 \text{ ft} * \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right) \right)$$

$$V_{\text{nominal}} = 22,05 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nominal}} = 138,69 \text{ BBL}$$

Si el  $V_{\text{nominal}} < 1\,000 \text{ BBL}$ , su valor se redondea en unidades de 50 en 50 (API, 2013a, p. 58). Por lo tanto, la nueva capacidad nominal del tanque es:

$$V_{\text{nominal}} = 150,00 \text{ BBL}$$

$$V_{\text{nominal}} = 23,85 \text{ m}^3$$

De acuerdo con la norma API (2013a), para un volumen nominal de  $23,85 \text{ m}^3$  se tiene una altura total del tanque de 4,00 m. En la Figura AXV.1 del Anexo AXV se presentan las capacidades nominales estándar para tanques de almacenamiento atmosférico verticales en función del diámetro y la altura.

Por lo tanto, la altura del techo cónico ( $H_{\text{cono}}$ ) es:

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cil}} + H_{\text{cil}}^* + H_{\text{cono}}$$

$$4,00 \text{ m} = 1,90 \text{ m} + 1,22 \text{ m} + H_{\text{cono}}$$

$$H_{\text{cono}} = 0,88 \text{ m}$$

Finalmente, a partir de la altura de cono obtenida se determina la pendiente ( $\beta$ ) con respecto a la horizontal mediante la ecuación AVIII.12.

$$\tan(\beta) = \frac{2 * H_{\text{cono}}}{D} \quad \text{[AVIII.12]}$$

$$\tan(\beta) = \frac{2 * 0,88 \text{ m}}{3,00 \text{ m}}$$

$$\beta = 30,40^\circ$$



Los techos cónicos presentan una pendiente máxima de 37° y una mínima de 9,5° con respecto a la horizontal (API, 2013a, p. 46). Por ende, la pendiente determinada se encuentra dentro de los límites establecidos.

### AVIII.3.1. Determinación del espesor del tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Normalmente, el H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (30 – 90 %) se almacena en tanques de aluminio debido a su buena resistencia química frente al reactivo (Sinnott, 2005, p. 920). Según ASM (1997), la tensión máxima permisible para el aluminio 1 100 es de 165 N mm<sup>-2</sup> (p. 808).

A partir de la ecuación AVII.8, se determina el espesor mínimo del tanque.

$$t_p = \frac{\delta_L * H_L * g}{2S_t * E} * \frac{D}{10^3}$$

$$t_p = \frac{1\,200,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4,00 \text{ m} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 3,00 \text{ m}}{2 * 165 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * 1} * \frac{3,00 \text{ m}}{10^3}$$

$$t_p = 0,43 \text{ mm}$$

Para tanques de fondo plano y  $D < 15,20 \text{ m}$ , el espesor mínimo que debe tener el cuerpo es de 4,76 mm (API, 2013a, p. 56). Asimismo, se añade un espesor máximo de 3,20 mm por corrosión permisible debido a las propiedades altamente corrosivas del H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> (ASME, 2010, p. 77).

$$t_p = (4,76 + 3,20) \text{ mm}$$

$$t_p = 7,96 \text{ mm}$$

### AVIII.3.2. Determinación del espesor del techo cónico

El espesor mínimo del techo cónico se calcula mediante la ecuación AVIII.13.

$$t_{\text{techo}} = \frac{D}{4800 * \text{Sen } \theta} \quad [\text{AVIII.13}]$$

Donde:

$t_{\text{techo}}$ : Espesor mínimo requerido para el techo (cm)

D: Diámetro del tanque (cm)

$\Theta$ : Ángulo con respecto a la horizontal (grados)

$$t_{\text{techo}} = \frac{3,00 \text{ m} * \frac{100 \text{ cm}}{1 \text{ m}}}{4800 * \text{sen}(30,40^\circ)}$$

$$t_{\text{techo}} = 0,12 \text{ cm}$$

$$t_{\text{techo}} = 1,20 \text{ mm}$$

Según el código API 650, el espesor mínimo de techo es de 4,76 mm. Por ende, al añadir una corrosión permisible de 3,20 mm, el espesor final del techo cónico para el tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> es de:

$$t_{\text{techo}} = 7,96 \text{ mm}$$

El techo cónico contará con un manway de 24,00 in de diámetro interno, mientras que el cuerpo del tanque incluirá uno de 20,00 in (API, 2013a, p. 39).

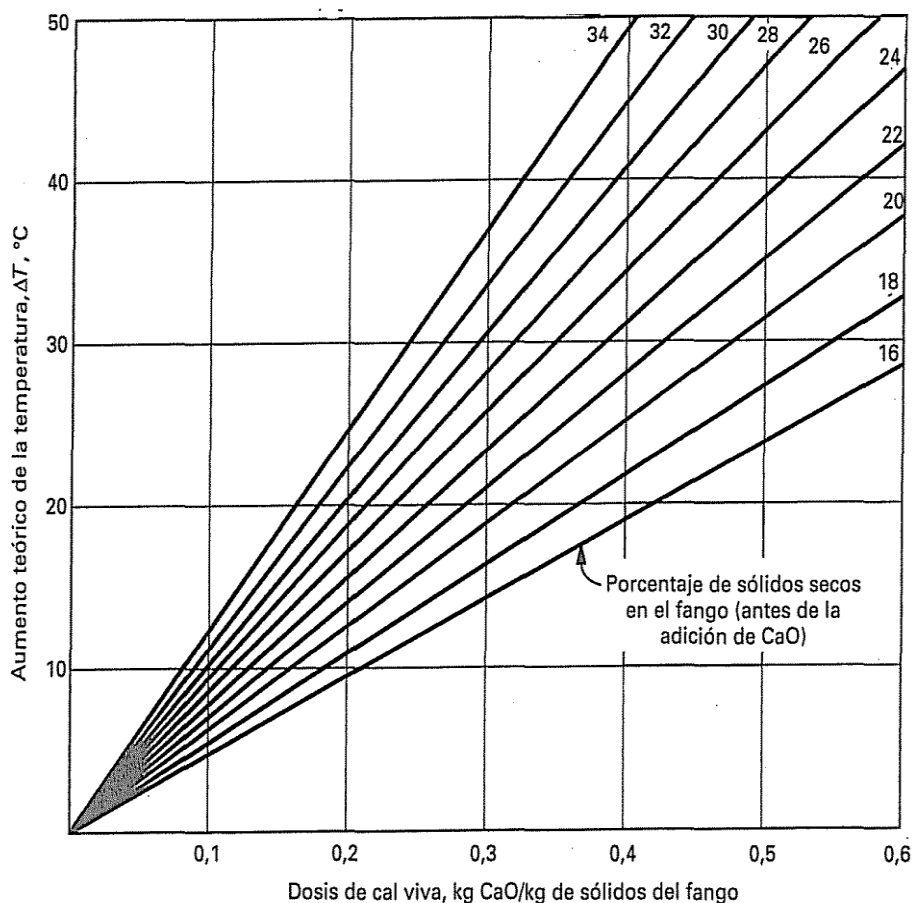
Finalmente, el equipo contará con al menos 4 venteos pasivos igualmente espaciados a una distancia de 9,75 mm. Los venteos serán diseñados de manera que se permita un flujo libre de aire desde el interior al exterior y viceversa. Además, serán provistos de una malla de 12,70 mm de paso y un codo con el fin de evitar la contaminación del reactivo por el ingreso de objetos y agua de lluvia (API, 2013a, p. 90).

## ANEXO AIX

### BALANCE DE ENERGÍA

#### AIX.1. BALANCE DE ENERGÍA EN LOS TANQUES DE ESTABILIZACIÓN DE pH

El proceso de estabilización con cal desprende un calor de reacción fundamentado en los cambios de energía producidos durante la neutralización del efluente. La determinación del aumento de temperatura del sistema está en función de la dosis de cal viva requerida por kg de sólidos totales del efluente, tal como se indica en la Figura AIX.1.



**Figura AIX.1.** Aumento de la temperatura en fangos de pretratamiento en función de la dosis de cal viva suministrada (Metcalf y Eddy, 2013, p. 918)

A partir del balance de masa realizado en el Anexo AVI sección AVI.1 se determinó que la cantidad de cal viva (CaO) requerida es de 401,24 kg por día de producción.

Los sólidos totales del efluente determinados por el método LAM/POE/40 a escala de laboratorio según el Anexo II son de 2 905,00 mg L<sup>-1</sup>. Por lo tanto, para tratar 259,20 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup> de efluente cianurado, la cantidad de sólidos a escala industrial es:

$$ST = 2\,905,00 \frac{\text{mg}}{\text{L}} * \frac{259,20 \text{ m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ L}}{0,001 \text{ m}^3} * \frac{1 \times 10^{-6} \text{ kg}}{1 \text{ mg}}$$

$$ST = 752,98 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Para una relación de cal viva a sólidos del efluente de 0,53 y un porcentaje de sólidos secos en el fango (antes de la adición de CaO) de 16 %, el aumento de la temperatura de acuerdo con la Figura AIX.1 corresponde a 25 °C.

En procesos químicos, los términos de energía cinética y potencial son generalmente pequeños en comparación con el calor y trabajo mecánico, razón por la cual, no son considerados dentro del balance energético (Ford, Hernández y Zappi, 2005, p. 34). Por lo tanto, al aplicar la ecuación general de balance de energía al sistema en estado estacionario se tiene:

$$\Delta E_{\text{acm}} = -\Delta[(\hat{H} + \hat{K} + \hat{P})m] + Q - W$$

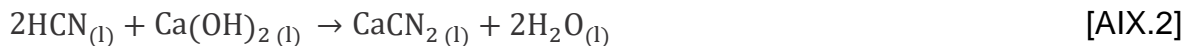
$$\Delta E_{\text{acm}} = 0$$

$$\Delta \hat{K} = 0$$

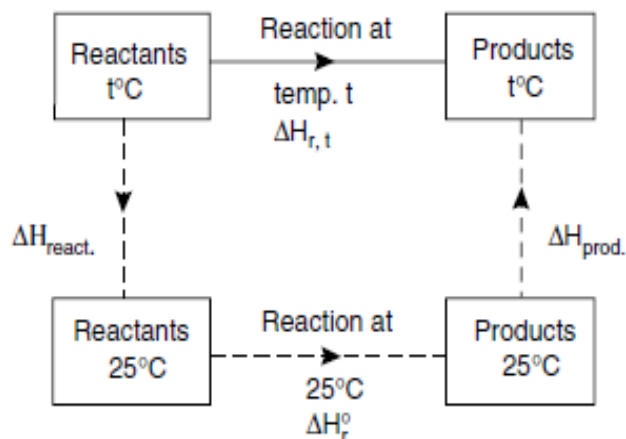
$$\Delta \hat{P} = 0$$

$$\Delta H_{\text{Rx}} = Q_{\text{T}} - W \quad \text{[AIX.1]}$$

Aproximadamente el 99,5 % de cianuro presente en el efluente se encuentra como HCN debido al alto grado de acidez que presenta el relave (pH = 7,54) (Mudder et al., 2001, p. 80). Por lo tanto, el acondicionamiento del efluente se deja describir mediante la siguiente reacción:



La entalpía de reacción generada por el reordenamiento de las moléculas se determina mediante la variación de calor desde los productos a los reactivos tal como se indica en la Figura AIX.2 y la ecuación AIX.3 (Sinnott, 2005, p. 76).



**Figura AIX.2.** Determinación de la entalpía de reacción para una temperatura T (Sinnott, 2005, p. 76)

$$\Delta H_{\text{Rx}(T)} = \Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} + (\Delta H_{\text{prod}} - \Delta H_{\text{react}}) \quad [\text{AIX.3}]$$

Donde:

$\Delta H_{\text{Rx}(T)}$ : Entalpía de reacción a una temperatura T

$\Delta H_{\text{Rx}}^{\circ}$ : Entalpía estándar de reacción (P=1 atm y T= 25 °C)

$\Delta H_{\text{react}}$ : Cambio de entalpía para llevar los reactivos a temperatura estándar

$\Delta H_{\text{prod}}$ : Cambio de entalpía para llevar los productos a una temperatura T

Con base en las entalpías de formación presentadas en la Tabla AIX.1 se determina el calor de reacción estándar del sistema a través de la ecuación AIX.4.

$$\Delta \hat{H}_{\text{Rx}}^{\circ} = \sum n_i \Delta H_{f, \text{prod}}^{\circ} - \sum n_i \Delta H_{f, \text{react}}^{\circ} \quad [\text{AIX.4}]$$

Donde:

$n_i$ : Coeficiente estequiométrico de cada compuesto

$\Delta \hat{H}_{\text{Rx}}^\circ$ : Calor estándar de reacción ( $\text{kcal mol}^{-1}$ )

$\Delta H_{\text{f react}}^\circ$ : Cambio de entalpía de formación de los reactivos ( $\text{kcal mol}^{-1}$ )

$\Delta H_{\text{f prod}}^\circ$ : Cambio de entalpía de formación de los productos ( $\text{kcal mol}^{-1}$ )

**Tabla AIX.1.** Calores de formación para los compuestos de la reacción AIX.2

Sustancia	$\Delta H_f^\circ$ ( $\text{kcal mol}^{-1}$ )
HCN	31,50
Ca(OH) <sub>2</sub>	-220,22
CaCN <sub>2</sub>	-120,40
H <sub>2</sub> O	-68,32

(Cioslowski, Schimeczek, Liu y Stoyanov, 2000, pp. 9379 – 9383)

El peso molecular promedio de la mezcla viene dado por la ecuación AIX.5.

$$\overline{\text{PM}} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\text{PM}_i}} \quad [\text{AIX.5}]$$

Donde:

$\overline{\text{PM}}$ : Peso molecular promedio de la mezcla ( $\text{g mol}^{-1}$ )

$\text{PM}_i$ : Peso molecular de cada componente ( $\text{g mol}^{-1}$ )

$x_i$ : Fracción másica de cada componente

$$\overline{\text{PM}} = \frac{1}{\frac{x_{\text{HCN}}}{\text{PM}_{\text{HCN}}} + \frac{x_{\text{Ca(OH)}_2}}{\text{PM}_{\text{Ca(OH)}_2}}}$$

$$\overline{\text{PM}} = \frac{1}{\left( \frac{0,99}{27,03 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} + \frac{0,01}{22,58 \frac{\text{g}}{\text{mol}}} \right)}$$

$$\overline{\text{PM}} = 26,98 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

Al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AIX.4, se tiene:

$$\Delta \hat{H}_{\text{Rx}}^{\circ} = \left( 2(-68,32) + (-120,40) - ((-220,22) + 2(31,50)) \right) \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} = -99,82 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,084,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1\text{d}}{24\text{h}} * \frac{1\,000\text{g}}{1\text{kg}} * \frac{1\text{mol}}{26,98\text{g}}$$

$$\Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} = -4,04 \times 10^7 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

El cambio de entalpía de productos se determina a través de la ecuación AIX.6.

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = \int_{T_{\text{st}}}^{T_{\text{f}}} \sum (n_i C_{\text{pi}}) dT \quad [\text{AIX.6}]$$

Donde:

$\Delta \hat{H}_{\text{prod}}$ : Cambio de entalpía de los productos a una temperatura T (cal mol<sup>-1</sup>)

$n_i$ : Coeficiente estequiométrico

$T_{\text{st}}$ : Temperatura estándar (298 K)

$T_{\text{f}}$ : Temperatura del efluente al final del proceso (K)

$C_{\text{pi}}$ : Capacidad calórica (cal mol<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>)

Las capacidades calóricas de cada compuesto se presentan en la Tabla AIX.2.

**Tabla AIX.2.** Capacidades calóricas para los compuestos de la reacción AIX.2 a 298,00 K

Sustancia	Cp (cal mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
HCN	16,76
Ca(OH) <sub>2</sub>	21,77
CaCN <sub>2</sub>	14,72
H <sub>2</sub> O	18,00

(Glasser y Brooke, 2012, pp. 6360 – 6366)

Como se mencionó anteriormente, la temperatura final del fluido es 50 °C debido a la adición de cal. Por lo tanto, el cambio de entalpía para los productos es:

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = \int_{298,00 \text{ K}}^{323,00 \text{ K}} \sum \left( 2 \left( 18,00 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) + 14,72 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} - 21,77 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} - 2 \left( 16,76 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) \right) dT$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = -114,25 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = -0,11 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

En consecuencia, el calor consumido en el sistema por los productos corresponde a:

$$\Delta H_{\text{prod}} = -0,11 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,084,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ mol}}{26,98 \text{ g}}$$

$$\Delta H_{\text{prod}} = -4,45 \times 10^4 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

En este caso, el cambio de entalpía de los reactivos no será determinado dado que la reacción se da a la misma temperatura estándar (25 °C), por lo tanto:

$$\Delta H_{\text{Rx}(T)} = \Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} + (\Delta H_{\text{prod}} - \Delta H_{\text{react}})$$

$$\Delta H_{\text{Rx}(T)} = -4,04 \times 10^7 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} - 4,45 \times 10^4 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$\Delta H_{\text{Rx}(T)} = -4,04 \times 10^7 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Finalmente, se determina la energía transferida en el sistema a través de la ecuación AIX.1 para una potencia de agitación estimada de 54,49 kW conforme lo establecido en la sección AVII.1 del Anexo AVII.

$$\Delta H_{\text{Rx}} = Q_T - W$$

$$Q_T = \left( -4,04 \times 10^7 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} + 54,49 \text{ kW} * \frac{859,85 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{1 \text{ kW}} \right)$$

$$Q_T = -4,04 \times 10^7 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$Q_T = -4,70 \times 10^7 \text{ W}$$

El flujo de calor resultó negativo debido a la reacción altamente exotérmica que se genera en el proceso de estabilización de pH.



## AIX.2. BALANCE DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE CLARIFICACIÓN PRIMARIA DEL EFLUENTE CIANURADO

Para sistemas sin reacción que no incluyen fuentes de energía externas, tanto la energía que se genera como la que se consume se consideran despreciables. En sistemas de flujo estacionario, la acumulación de energía es nula.

En consecuencia, al aplicar la ecuación de balance de energía 4.11 a esta etapa de la planta, se tiene:

$$\Delta E_{\text{acm}} = -\Delta[(\hat{H} + \hat{K} + \hat{P})_m] + Q - W$$

$$\Delta E_{\text{acm}} = 0$$

$$\Delta \hat{K} = 0$$

$$\Delta \hat{P} = 0$$

$$W = 0$$

$$\Delta H = Q_T$$

La energía total disipada en el proceso de sedimentación primaria corresponde a la sumatoria de los calores de convección y conducción a través del equipo, tal como se indica en la Figura AIX.3. Dentro del esquema se incluye además el circuito térmico del sistema para la determinación de la temperatura final del efluente.

A partir de las conductancias térmicas generadas en el proceso se determina el flujo de calor total mediante la ecuación AIX.7.

$$Q_T = \frac{(T_1 - T_2)}{\sum R_{t,i}} \quad [\text{AIX.7}]$$

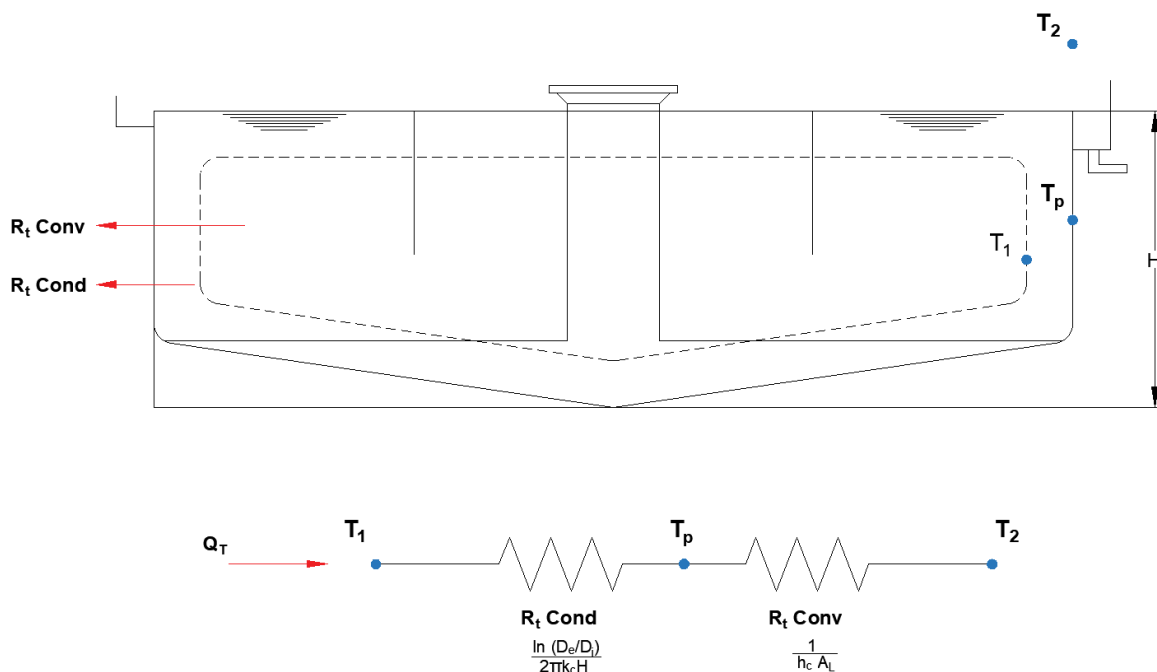
Donde:

$Q_T$ : Flujo de calor total del sistema (W)

$T_1$ : Temperatura al inicio del circuito térmico (K)

$T_2$ : Temperatura final del circuito térmico (K)

$R_{t,i}$ : Resistencia térmica por cada forma de calor transferida en el sistema



**Figura AIX.3.** Circuito térmico del proceso de clarificación primaria en función de la transferencia de calor por conducción y convección a través del equipo

Para un sistema unidimensional en régimen estacionario, la resistencia térmica de conducción a través de una pared cilíndrica se deja describir por la ecuación AIX.8.

$$R_{t,cond} = \frac{\ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right)}{2\pi * k_c * H} \quad [\text{AIX.8}]$$

Donde:

$R_{t,cond}$ : Resistencia térmica de conducción ( $\text{K W}^{-1}$ )

$D_i$ : Diámetro interno del sedimentador (m)

$D_e$ : Diámetro externo del sedimentador (m)

$H$ : Altura total del sedimentador (m)

$k_c$ : Conductividad térmica del material ( $\text{W m}^{-1}\text{K}^{-1}$ )

La conductividad térmica para fundición de hierro-clase 20, material de construcción utilizado en el clarificador primario dimensionado en la sección AVII.2 del Anexo AVII, es  $46,00 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$  (Mills, 1995, p. 854).

El diámetro externo del equipo se determina a través de la ecuación AIX.9. El espesor mínimo de pared ( $t_p$ ) para un sedimentador circular varía entre 0,20 y 0,30 m (Solano y Segarra, 2006, p. 64). Por lo tanto, para un espesor promedio de 0,25 m, se tiene:

$$D_e = D_i + 2t_p \quad \text{[AIX.9]}$$

$$D_e = (3,21 \text{ m} + 2(0,25 \text{ m}))$$

$$D_e = 3,71 \text{ m}$$

Al reemplazar los datos en la ecuación AIX.8, la resistencia térmica por conducción ( $R_{t,cond}$ ) es:

$$R_{t,cond} = \frac{\ln\left(\frac{3,71 \text{ m}}{3,21 \text{ m}}\right)}{2\pi * 46,00 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} * 1,50 \text{ m}}$$

$$R_{t,cond} = 3,34 \times 10^{-4} \frac{\text{K}}{\text{W}}$$

La resistencia térmica de convección entre el fluido y el ambiente se determina mediante la aplicación de la ecuación AIX.10.

$$R_{t,conv} = \frac{1}{h_c * A_L} \quad \text{[AIX.10]}$$

Donde:

$R_{t,conv}$ : Resistencia térmica de convección ( $\text{K W}^{-1}$ )

$h_c$ : Coeficiente de transferencia de calor ( $\text{W m}^{-2} \text{ K}^{-1}$ )

$A_L$ : Área lateral del clarificador ( $\text{m}^2$ )

Para sistemas de convección natural en espacios abiertos, el coeficiente de transferencia de calor viene dado por la ecuación AIX.11 de acuerdo con Holman (1999), (p. 320).

$$h_c = 1,42 \left( \frac{T_p - T_{amb}}{H} \right)^{\frac{1}{4}} \left( \frac{P_{amb}}{101,32} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [AIX.11]$$

Donde:

H: Altura del sedimentador primario (m)

$T_p$ : Temperatura de pared (K)

$T_{amb}$ : Temperatura ambiental (K)

$P_{amb}$ : Presión ambiental (kPa)

El cálculo de la temperatura de pared se establece mediante el promedio entre la temperatura del fluido y la del medio, como se indica en la ecuación AIX.12.

$$T_p = \frac{T_o + T_{amb}}{2} \quad [AIX.12]$$

$$T_p = \frac{(50,00 + 25,00) \text{ °C}}{2}$$

$$T_p = 37,50 \text{ °C}$$

Por ende, el coeficiente de transferencia de calor es:

$$h_c = 1,42 \left( \frac{37,50 \text{ °C} - 25,00 \text{ °C}}{1,50 \text{ m}} \right)^{\frac{1}{4}} \left( \frac{101,33}{101,32} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$h_c = 2,41 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Al resolver la ecuación AIX.10, se tiene:

$$R_{t,conv} = \frac{1}{\left( 2,41 \frac{W}{m^2 \cdot K} \right) * \left( 2 * \pi * \frac{3,21 \text{ m}}{2} \right) * (1,50 \text{ m})}$$

$$R_{t,conv} = 0,027 \frac{K}{W}$$

Determinadas las resistencias térmicas del sistema se calcula el flujo de calor total disipado a través de la ecuación AIX.7.

$$Q_T = \frac{(T_o - T_{amb})}{R_{t,cond} + R_{t,conv}}$$

$$Q_T = \frac{(323,00 - 298,00) K}{3,34 \times 10^{-4} \frac{K}{W} + 0,027 \frac{K}{W}}$$

$$Q_T = 914,61 W$$

Con base en la transferencia de calor obtenida se determina la temperatura del efluente al final del proceso de sedimentación a través de la ecuación AIX.13.

$$Q_T = m_{efluente} * C_{p,efluente} * (T_o - T_f) \quad [AIX.13]$$

Donde:

$Q_T$ : Flujo de calor total del sistema (W)

$m_{efluente}$ : Flujo másico del efluente total en el proceso ( $kg s^{-1}$ )

$C_{p,efluente}$ : Capacidad calórica del efluente ( $J kg^{-1} K^{-1}$ )

$T_o$ : Temperatura inicial del efluente (K)

$T_f$ : Temperatura final del efluente (K)

Para una capacidad calórica de  $4 181,00 J kg^{-1} K^{-1}$  (Perry y Green, 2007, p. 162), se tiene:

$$914,61 W = \left( 262 084,88 \frac{kg}{d} * \frac{1 d}{24 h} * \frac{1 h}{3 600 s} \right) \left( 4 181,00 \frac{J}{kg \cdot K} \right) (323,00 K - T_f)$$

$$T_f = 322,93 K$$

La temperatura final del proceso de sedimentación primaria se considerará como la temperatura inicial en el proceso de oxidación y ozonización.

### AIX.3. BALANCE DE ENERGÍA EN LOS REACTORES DE OZONIZACIÓN Y OXIDACIÓN

Para un proceso estacionario con reacción química, la generación o consumo de energía estará dada por el sistema reaccionante y el trabajo mecánico aplicado al sistema. En este caso, el trabajo corresponde a la potencia ejercida por los difusores de burbuja fina en la distribución de ozono para cada reactor.

Por lo tanto, la ecuación general de balance de energía 4.11 aplicada al proceso de ozonización y oxidación se reduce a:

$$\Delta E_{acm} = -\Delta[(\hat{H} + \hat{K} + \hat{P})m] + Q - W$$

$$\Delta E_{acm} = 0$$

$$\Delta \hat{K} = 0$$

$$\Delta \hat{P} = 0$$

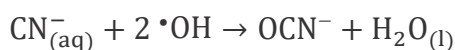
$$W = 0$$

$$\Delta H_{Rx} = Q_T - W \quad [AIX.14]$$

El cianuro de calcio ( $\text{CaCN}_2$ ), producto del proceso de estabilización de pH, se disocia espontáneamente en cianuro libre  $\text{CN}^-$  y en cationes metálicos altamente solubles en agua:



El ion cianuro entonces puede ser oxidado fácilmente por la combinación de ozono y peróxido de hidrógeno. De acuerdo con Young y Jordan (2011), el mecanismo de reacción del sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$  sobre efluentes cianurados se describe a través de la reacción global 2.4 referida en la sección 2.3.1.1 (p. 116).



El calor estándar de reacción se obtiene a partir de las entalpías de formación estándar de cada compuesto establecidos en la Tabla AIX.3.

**Tabla AIX.3.** Calores de formación para los compuestos de la reacción 2.4

Sustancia	$\Delta H_f^\circ$ (kcal mol <sup>-1</sup> )
CN <sup>-</sup>	17,20
·OH	9,40
OCN <sup>-</sup>	-52,80
H <sub>2</sub> O	-68,32

(Cioslowski, Schimeczek, Liu y Stoyanov, 2000, pp. 9379 – 9383)

### AIX.3.1. Balance de energía en el reactor CSTR 1

El calor estándar de reacción se determina según la ecuación AIX.4.

$$\Delta \hat{H}_{R_x}^\circ = \sum n_i \Delta H_{f, \text{prod}}^\circ - \sum n_i \Delta H_{f, \text{react}}^\circ$$

$$\Delta \hat{H}_{R_x}^\circ = \left( ((-68,32) + (-52,80)) - (2(9,40) + (17,20)) \right) \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta \hat{H}_{R_x}^\circ = -157,12 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

Para un flujo másico tratado de 262 193,48 kg d<sup>-1</sup> y una concentración de cianuro libre en el efluente de 6,73 mg L<sup>-1</sup>, se tiene:

$$\Delta H_{R_x}^\circ = -157,12 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,193,48 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ m}^3}{980,99 \text{ kg}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{6,73 \text{ mg}}{\text{L}} * \frac{1 \text{ g}}{1\,000 \text{ mg}}$$

$$\Delta H_{R_x}^\circ = -11\,775,86 \frac{\text{kcal} \cdot \text{g}}{\text{mol} \cdot \text{h}} * \frac{1 \text{ mol}}{26,02 \text{ g}}$$

$$\Delta H_{R_x}^\circ = -452,57 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Asimismo, el cambio de entalpía de los reactivos se determina mediante la aplicación de la ecuación AIX.15.

$$\Delta \hat{H}_{\text{react}} = \int_{T_o}^{T_{\text{st}}} \sum (n_i C_{pi}) dT \quad [\text{AIX.15}]$$

Donde:

$\Delta \hat{H}_{\text{react}}$ : Cambio de entalpía de los reactivos a una temperatura T (cal mol<sup>-1</sup>)

$n_i$ : Coeficiente estequiométrico de cada compuesto

$T_o$ : Temperatura del efluente al inicio del proceso (K)

$T_{\text{st}}$ : Temperatura estándar (298 K)

$C_{pi}$ : Capacidad calórica de cada sustancia (cal mol<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup>)

En la Tabla AIX.4, se presentan las capacidades calóricas para cada compuesto a 298,00 K.

**Tabla AIX.4.** Capacidades calóricas para los compuestos de la reacción 2.4 a 298,00 K

Sustancia	Cp (cal mol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup> )
CN <sup>-</sup>	9,55
OCN <sup>-</sup>	11,94
H <sub>2</sub> O	18,00

(Glasser y Brooke, 2012, pp. 6360 – 6366)

Al reemplazar los valores de Cp en la ecuación AIX.15, se tiene:

$$\Delta \hat{H}_{\text{react}} = \int_{322,93 \text{ K}}^{298,00 \text{ K}} \sum \left( 18,00 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} + 11,94 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} - 9,55 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) dT$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{react}} = -508,32 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{react}} = -0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

Por ende, para un flujo másico de entrada de 262 198,45 kg d<sup>-1</sup> y una concentración inicial de cianuro libre en el efluente de 172,17 mg L<sup>-1</sup>, el calor consumido en el sistema por los reactivos es:



$$\Delta H_{\text{react}} = -0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,198,45 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1\text{d}}{24\text{h}} * \frac{1\text{m}^3}{980,99\text{kg}} * \frac{1\,000\text{L}}{1\text{m}^3} * \frac{172,17\text{mg}}{\text{L}} * \frac{1\text{g}}{1\,000\text{mg}}$$

$$\Delta H_{\text{react}} = -977,87 \frac{\text{kcal} \cdot \text{g}}{\text{mol} \cdot \text{h}} * \frac{1\text{mol}}{26,02\text{g}}$$

$$\Delta H_{\text{react}} = -37,58 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

El cambio de entalpía de los productos se determina al reemplazar los valores de Cp en la ecuación AIX.6.

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = \int_{T_{\text{st}}}^{T_f} \sum (n_i C_{p_i}) dT$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = \int_{298,00\text{K}}^{322,93\text{K}} \sum \left( 18,00 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} + 11,94 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} - 9,55 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) dT$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = 508,32 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = 0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

Por lo tanto, el calor consumido en el sistema por los productos es:

$$\Delta H_{\text{prod}} = 0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,193,48 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1\text{d}}{24\text{h}} * \frac{1\text{m}^3}{980,99\text{kg}} * \frac{1\,000\text{L}}{1\text{m}^3} * \frac{6,73\text{mg}}{\text{L}} * \frac{1\text{g}}{1\,000\text{mg}}$$

$$\Delta H_{\text{prod}} = 38,22 \frac{\text{kcal} \cdot \text{g}}{\text{mol} \cdot \text{h}} * \frac{1\text{mol}}{26,02\text{g}}$$

$$\Delta H_{\text{prod}} = 1,47 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

La entalpía de reacción generada por el sistema global se calcula de acuerdo con la ecuación AIX.3.

$$\Delta H_{\text{Rx}(T)} = \Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} + (\Delta H_{\text{prod}} - \Delta H_{\text{react}})$$

$$\Delta H_{\text{Rx}(T)} = -452,57 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} + \left( 1,47 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} - \left( -37,58 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right) \right)$$

$$\Delta H_{\text{Rx}(T)} = -413,52 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Finalmente, con base en la ecuación AIX.14 se determina la energía total desprendida por el reactor 1. Cada difusor presenta una potencia de 0,40 kW de acuerdo con los catálogos de Columbec S.A. (2017). Por lo tanto, para dos difusores requeridos por equipo, se tiene:

$$\Delta H_{Rxx} = Q_T - W$$

$$Q_T = \left( -413,52 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} + 2 \left( 0,40 \text{ kW} * \frac{859,85 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{1 \text{ kW}} \right) \right)$$

$$Q_T = 274,36 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$Q_T = 319,08 \text{ W}$$

### AIX.3.2. Balance de energía en el reactor CSTR 2

Según la ecuación AIX.4, el calor estándar de reacción para el segundo reactor corresponde a:

$$\Delta \hat{H}_{Rxx}^{\circ} = \sum n_i \Delta H_{f, \text{prod}}^{\circ} - \sum n_i \Delta H_{f, \text{react}}^{\circ}$$

$$\Delta \hat{H}_{Rxx}^{\circ} = \left( (-68,32 + (-52,80)) - (2(9,40) + (17,20)) \right) \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta \hat{H}_{Rxx}^{\circ} = -157,12 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

Por lo tanto, para un flujo másico tratado de 262 417,18 kg d<sup>-1</sup> y una concentración de cianuro libre en el efluente de 0,26 mg L<sup>-1</sup>, se tiene:

$$\Delta H_{Rxx}^{\circ} = -157,12 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262 417,18 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ m}^3}{980,99 \text{ kg}} * \frac{1 000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{0,26 \text{ mg}}{\text{L}} * \frac{1 \text{ g}}{1 000 \text{ mg}}$$

$$\Delta H_{Rxx}^{\circ} = -455,33 \frac{\text{kcal g}}{\text{mol h}} * \frac{1 \text{ mol}}{26,02 \text{ g}}$$

$$\Delta H_{Rxx}^{\circ} = -17,50 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

El cambio de entalpía de reactivos se calcula con base en la ecuación AIX.15 y en los valores de Cp referidos en la Tabla AIX.4.

$$\begin{aligned}\Delta \hat{H}_{\text{react}} &= \int_{T_o}^{T_{\text{st}}} \sum (n_i C_{p_i}) dT \\ \Delta \hat{H}_{\text{react}} &= \int_{322,93 \text{ K}}^{298,00 \text{ K}} \sum \left( 18,00 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} + 11,94 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} - 9,55 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) dT \\ \Delta \hat{H}_{\text{react}} &= -508,32 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \\ \Delta \hat{H}_{\text{react}} &= -0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}\end{aligned}$$

De tal forma que el calor consumido en el sistema por los reactivos para un flujo másico de entrada de 262 422,15 kg d<sup>-1</sup> y una concentración inicial de cianuro libre en el efluente de 6,73 mg L<sup>-1</sup>, es:

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{react}} &= -0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,422,15 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ m}^3}{980,99 \text{ kg}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{6,73 \text{ mg}}{\text{L}} * \frac{1 \text{ g}}{1\,000 \text{ mg}} \\ \Delta H_{\text{react}} &= -38,26 \frac{\text{kcal g}}{\text{mol h}} * \frac{1 \text{ mol}}{26,02 \text{ g}} \\ \Delta H_{\text{react}} &= -1,47 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}\end{aligned}$$

El cambio de entalpía de productos se determina a través de la ecuación AIX.6.

$$\begin{aligned}\Delta \hat{H}_{\text{prod}} &= \int_{T_{\text{st}}}^{T_f} \sum (n_i C_{p_i}) dT \\ \Delta \hat{H}_{\text{prod}} &= \int_{298,00 \text{ K}}^{322,93 \text{ K}} \sum \left( 18,00 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} + 11,94 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} - 9,55 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) dT \\ \Delta \hat{H}_{\text{prod}} &= 508,32 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \\ \Delta \hat{H}_{\text{prod}} &= 0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}\end{aligned}$$

Por consiguiente, el calor consumido en el sistema por los productos equivale a:

$$\Delta H_{\text{prod}} = 0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,417,18 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1\text{d}}{24\text{h}} * \frac{1\text{m}^3}{980,99\text{kg}} * \frac{1\,000\text{L}}{1\text{m}^3} * \frac{0,26\text{mg}}{\text{L}} * \frac{1\text{g}}{1\,000\text{mg}}$$

$$\Delta H_{\text{prod}} = 1,48 \frac{\text{kcal g}}{\text{mol h}} * \frac{1\text{mol}}{26,02\text{g}}$$

$$\Delta H_{\text{prod}} = 0,06 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

La entalpía de reacción total se obtiene al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AIX.3. Por lo tanto:

$$\Delta H_{\text{Rx(T)}} = \Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} + (\Delta H_{\text{prod}} - \Delta H_{\text{react}})$$

$$\Delta H_{\text{Rx(T)}} = -17,50 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} + \left( 0,06 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} - \left( -1,47 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right) \right)$$

$$\Delta H_{\text{Rx(T)}} = -15,97 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Finalmente, con base en la ecuación AIX.14 y una potencia de 0,80 kW aplicada en el sistema de ozonización, se determina la energía total desprendida por el segundo reactor.

$$\Delta H_{\text{Rx}} = Q_{\text{T}} - W$$

$$Q_{\text{T}} = \left( -15,97 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} + 0,80\text{ kW} * \frac{859,85 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{1\text{ kW}} \right)$$

$$Q_{\text{T}} = 671,91 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{T}} = 781,43\text{ W}$$

### AIX.3.3. Balance de energía en el reactor CSTR 3

El calor estándar de reacción para el tercer reactor se determina a través de la ecuación AIX.4.

$$\Delta \hat{H}_{\text{Rx}}^{\circ} = \sum n_i \Delta H_{\text{f,prod}}^{\circ} - \sum n_i \Delta H_{\text{f,react}}^{\circ}$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{Rx}}^{\circ} = \left( (-68,32) + (-52,80) - (2(9,40) + (17,20)) \right) \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{Rx}}^{\circ} = -157,12 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

Para un flujo másico tratado de 262 640,88 kg d<sup>-1</sup> y una concentración de cianuro libre en el efluente de 0,01 mg L<sup>-1</sup>, se tiene:

$$\Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} = -157,12 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,640,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1\text{d}}{24\text{h}} * \frac{1\text{m}^3}{981,00\text{kg}} * \frac{1\,000\text{L}}{1\text{m}^3} * \frac{0,01\text{mg}}{\text{L}} * \frac{1\text{g}}{1\,000\text{mg}}$$

$$\Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} = -17,53 \frac{\text{kcal g}}{\text{mol h}} * \frac{1\text{mol}}{26,02\text{g}}$$

$$\Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} = -0,67 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

El cambio de entalpía de reactivos se calcula con base en la ecuación AIX.15 y valores de Cp referidos en la Tabla AIX.4.

$$\Delta \hat{H}_{\text{react}} = \int_{T_0}^{T_{\text{st}}} \sum (n_i C_{p_i}) dT$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{react}} = \int_{322,93\text{K}}^{298,00\text{K}} \sum \left( 18,00 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} + 11,94 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} - 9,55 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) dT$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{react}} = -508,32 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{react}} = -0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

Por consiguiente, el calor consumido en el sistema por los reactivos para un flujo másico de entrada de 262 645,85 kg d<sup>-1</sup> y una concentración inicial de cianuro libre en el efluente de 0,26 mg L<sup>-1</sup>, es:

$$\Delta H_{\text{react}} = -0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,645,85 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1\text{d}}{24\text{h}} * \frac{1\text{m}^3}{981,00\text{kg}} * \frac{1\,000\text{L}}{1\text{m}^3} * \frac{0,26\text{mg}}{\text{L}} * \frac{1\text{g}}{1\,000\text{mg}}$$

$$\Delta H_{\text{react}} = -1,48 \frac{\text{kcal g}}{\text{mol h}} * \frac{1\text{mol}}{26,02\text{g}}$$

$$\Delta H_{\text{react}} = -0,06 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

El cambio de entalpía de productos se determina a través de la ecuación AIX.6.

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = \int_{298,00 \text{ K}}^{322,93 \text{ K}} \sum \left( 18,00 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} + 11,94 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} - 9,55 \frac{\text{cal}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right) dT$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = 508,32 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta \hat{H}_{\text{prod}} = 0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

Por ende, el calor consumido en el sistema por los productos es:

$$\Delta H_{\text{prod}} = 0,51 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} * 262\,640,88 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ m}^3}{981,00 \text{ kg}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} * \frac{0,01 \text{ mg}}{\text{L}} * \frac{1 \text{ g}}{1\,000 \text{ mg}}$$

$$\Delta H_{\text{prod}} = 0,06 \frac{\text{kcal g}}{\text{mol h}} * \frac{1 \text{ mol}}{26,02 \text{ g}}$$

$$\Delta H_{\text{prod}} = 0,002 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Al reemplazar los datos en la ecuación AIX.3, se tiene:

$$\Delta H_{\text{Rx(T)}} = \Delta H_{\text{Rx}}^{\circ} + (\Delta H_{\text{prod}} - \Delta H_{\text{react}})$$

$$\Delta H_{\text{Rx(T)}} = -0,67 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} + \left( 0,002 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} - \left( -0,06 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} \right) \right)$$

$$\Delta H_{\text{Rx(T)}} = -0,61 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Finalmente, con base en la ecuación AIX.14 y una potencia de 0,80 kW aplicada en el sistema de ozonización, se determina la energía total desprendida por el tercer reactor.

$$Q_{\text{T}} = \left( -0,61 \frac{\text{kcal}}{\text{h}} + 0,80 \text{ kW} * \frac{859,85 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}}{1 \text{ kW}} \right)$$

$$Q_{\text{T}} = 687,27 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{T}} = 799,29 \text{ W}$$

## AIX.4. BALANCE DE ENERGÍA EN LOS CLARIFICADORES SECUNDARIOS

Al considerar el proceso de sedimentación secundaria como un sistema en estado estacionario con energía cinética y potencial despreciables, la ecuación general de balance de energía se reduce a:

$$\Delta E_{acm} = -\Delta[(\hat{H} + \hat{R} + \hat{P})_m] + Q - W$$

$$\Delta E_{acm} = 0$$

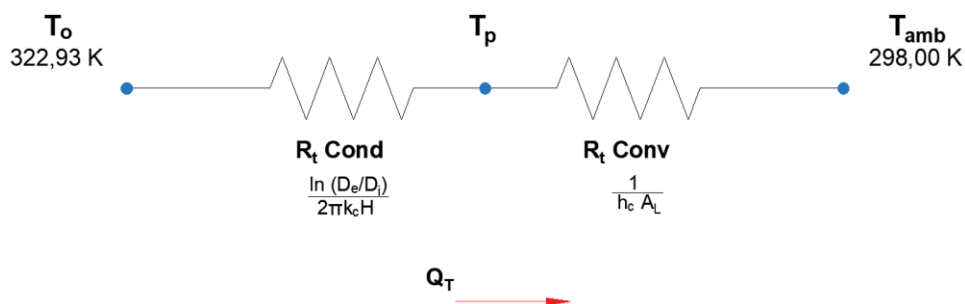
$$\Delta \hat{R} = 0$$

$$\Delta \hat{P} = 0$$

$$W = 0$$

$$\Delta H = Q_T$$

De la misma forma que en el clarificador primario, el calor total del sistema ( $Q_T$ ) se determina a partir de una analogía térmica desarrollada para el proceso de sedimentación secundaria presentada en la Figura AIX.4.



**Figura AIX.4.** Circuito térmico del proceso de clarificación secundaria en función de la transferencia de calor por conducción y convección a través del equipo

Como material de construcción para el clarificador secundario se seleccionó concreto reforzado debido a su alta resistencia a la compresión, tracción y bajo costo (ASM, 1997, p. 808). La conductividad térmica para este material es  $0,935 \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$  (Mills, 1995, p. 854).

Con base en las ecuaciones AIX.8 y AIX.9 se determina la resistencia térmica de conducción para un espesor de pared promedio ( $t_p$ ) de 0,25 m.

$$R_{t,cond} = \frac{\ln\left(\frac{D_e}{D_i}\right)}{2\pi * k_c * H}$$

$$R_{t,cond} = \frac{\ln\left(\frac{D_i + 2t_p}{D_i}\right)}{2\pi * k_c * H}$$

$$R_{t,cond} = \frac{\ln\left(\frac{3,82 \text{ m} + (2 * 0,25 \text{ m})}{3,82 \text{ m}}\right)}{2\pi * 0,935 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}} * 3,00 \text{ m}}$$

$$R_{t,cond} = 0,007 \frac{\text{K}}{\text{W}}$$

La resistencia térmica de convección entre el sistema y el ambiente se determina mediante la ecuación AIX.10.

$$R_{t,conv} = \frac{1}{h_c * A_L}$$

El coeficiente de transferencia de calor para sistemas de convección natural en espacios abiertos es (Holman, 1999, p. 320):

$$h_c = 1,42 \left(\frac{T_p - T_{amb}}{H}\right)^{\frac{1}{4}} \left(\frac{P_{amb}}{101,32}\right)^{\frac{1}{2}}$$

Donde:

H: Altura del sedimentador secundario (m)

$T_p$ : Temperatura de pared (K)

La temperatura de pared del sistema es el promedio entre la temperatura de entrada del fluido y la del ambiente:



$$T_p = \frac{(49,93 + 25,00)^\circ\text{C}}{2}$$

$$T_p = 37,47^\circ\text{C}$$

Por tanto, el coeficiente de transferencia de calor ( $h_c$ ) equivale a:

$$h_c = 1,42 \left( \frac{37,47^\circ\text{C} - 25,00^\circ\text{C}}{3,00\text{ m}} \right)^{\frac{1}{4}} \left( \frac{101,33}{101,32} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$h_c = 2,03 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Al reemplazar los datos en la ecuación AIX.10, se tiene:

$$R_{t,\text{conv}} = \frac{1}{2,03 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} * \left( 2 * \pi * \frac{3,82\text{ m}}{2} \right) * 3,00\text{ m}}$$

$$R_{t,\text{conv}} = 0,014 \frac{\text{K}}{\text{W}}$$

A partir de las resistencias térmicas calculadas se evalúa el flujo de calor total entregado por el sistema mediante la ecuación AIX.7.

$$Q_T = \frac{(T_o - T_{\text{amb}})}{R_{t,\text{cond}} + R_{t,\text{conv}}}$$

$$Q_T = \frac{(322,93 - 298,00)\text{ K}}{0,007 \frac{\text{K}}{\text{W}} + 0,014 \frac{\text{K}}{\text{W}}}$$

$$Q_T = 1\ 187,14\text{ W}$$

La temperatura final del efluente ( $T_f$ ) se determina a través de la relación AIX.13 con base en un flujo másico clarificado de 262 558,75 kg d<sup>-1</sup> y una capacidad calórica de 4 181,00 J kg<sup>-1</sup> K<sup>-1</sup> (Perry y Green, 2007, p. 162).

$$Q_T = m_{\text{efluente}} * C_{p\text{efluente}} * (T_o - T_f)$$

$$1\ 187,14\text{ W} = \left( 262\ 558,75 \frac{\text{kg efluente}}{\text{d}} * \frac{1\text{ d}}{24\text{ h}} * \frac{1\text{ h}}{3\ 600\text{ s}} \right) * \left( 4\ 181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right) * (323,00\text{ K} - T_f)$$

$$T_f = 322,91\text{ K}$$

La temperatura final del proceso de sedimentación secundaria se considerará como la temperatura inicial en el proceso de filtración.

### **AIX.5. BALANCE DE ENERGÍA EN LOS FILTROS DE MEDIO GRANULAR**

Del mismo modo que en las etapas anteriores, se considera a la filtración como un proceso en estado estacionario con energía cinética y potencial despreciables. Por ende, la ecuación general de balance de energía se resume a:

$$\Delta E_{acm} = -\Delta[(\hat{H} + \hat{K} + \hat{P})m] + Q - W$$

$$\Delta E_{acm} = 0$$

$$\Delta \hat{K} = 0$$

$$\Delta \hat{P} = 0$$

$$W = 0$$

$$\Delta H = Q_T$$

El flujo de calor total en el filtro está dado por la sumatoria del calor disipado por el efluente tratado y los sólidos retenidos en el medio filtrante como se indica en la expresión matemática AIX.16.

$$Q_T = Q_1 + Q_2 \quad [AIX.16]$$

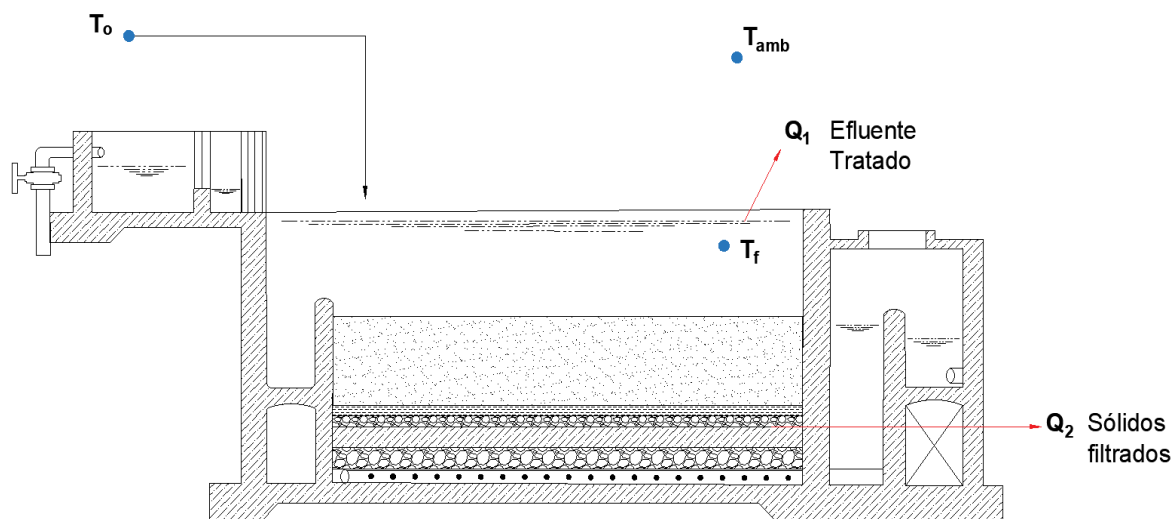
Donde:

$Q_T$ : Flujo de calor total del sistema (W)

$Q_1$ : Flujo de calor disipado por el efluente filtrado a través del equipo (W)

$Q_2$ : Flujo de calor disipado por los sólidos filtrados (W)

En la Figura AIX.5 se presenta la nomenclatura utilizada en términos de calor y temperatura para el desarrollo del balance de energía en la etapa de filtración.



**Figura AIX.5.** Esquema del filtro en medio granular utilizado para el desarrollo de balance de energía en la etapa de filtración

El flujo de calor disipado por el efluente a través del filtro se calcula a partir de la ecuación AIX.17.

$$Q_1 = m_{\text{efluente}} * C_{p\text{efluente}} * (T_o - T_f) \quad [\text{AIX.17}]$$

Donde:

$Q_1$ : Flujo de calor disipado a través del equipo (W)

$m_{\text{efluente}}$ : Flujo másico del efluente tratado ( $\text{kg s}^{-1}$ )

$C_{p\text{efluente}}$ : Capacidad calórica del efluente ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )

$T_o$ : Temperatura inicial del efluente (K)

$T_f$ : Temperatura final del efluente (K)

Para una capacidad calórica de  $4\,181,00 \text{ J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$  (Perry y Green, 2007, p. 162), se tiene:

$$Q_1 = \left( 262\,543,23 \frac{\text{kg efluente}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} \right) \left( 4\,181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right) (322,91 \text{ K} - T_f)$$

$$Q_1 = 12\,704,78 \frac{\text{W}}{\text{K}} * (322,91 \text{ K} - T_f) \quad [\text{AIX.18}]$$

El flujo de calor disipado por los sólidos filtrados se calcula según la ecuación AIX.19.

$$Q_2 = m_{\text{lodos}} * C_{p\text{lodos}} * (T_o - T_f) \quad [\text{AIX.19}]$$

Donde:

$Q_2$ : Flujo de calor disipado por los sólidos filtrados (W)

$m_{\text{lodos}}$ : Flujo másico de sólidos filtrados ( $\text{kg s}^{-1}$ )

$C_{p\text{lodos}}$ : Capacidad calórica de sólidos filtrados ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )

$T_o$ : Temperatura inicial de sólidos filtrados (K)

$T_f$ : Temperatura final de sólidos filtrados (K)

Se considera que el calor específico del material filtrado es igual al del efluente, por lo tanto:

$$Q_2 = \left( 15,52 \frac{\text{kg}}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) \left( 4181,00 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \right) (322,91 \text{ K} - T_f)$$

$$Q_2 = 0,75 \frac{\text{W}}{\text{K}} * (322,91 \text{ K} - T_f) \quad [\text{AIX.20}]$$

El flujo total de calor por convección entre el sistema y el ambiente se determina mediante la ecuación AIX.21.

$$Q_T = h_c * A_L * (T_f - T_{\text{amb}}) \quad [\text{AIX.21}]$$

Donde:

$Q_T$ : Flujo de calor total del sistema (W)

$h_c$ : Coeficiente de transferencia de calor por convección natural ( $\text{W m}^{-2} \text{K}^{-1}$ )

$A_L$ : Área lateral del filtro ( $\text{m}^2$ )

$T_{\text{amb}}$ : Temperatura ambiental (K)

$T_f$ : Temperatura final del efluente tratado (K)

El coeficiente de transferencia de calor para sistemas de convección natural es:

$$h_c = 1,42 \left( \frac{T_p - T_{amb}}{H} \right)^{\frac{1}{4}} \left( \frac{P_{amb}}{101,32} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Donde:

H: Altura del filtro (m)

T<sub>p</sub>: Temperatura de pared (K)

Para la etapa de filtración, la temperatura de pared equivale a:

$$T_p = \frac{(49,91 + 25,00)^\circ\text{C}}{2}$$

$$T_p = 37,46^\circ\text{C}$$

Por lo tanto, el coeficiente de transferencia de calor es:

$$h_c = 1,42 \left( \frac{37,46^\circ\text{C} - 25,00^\circ\text{C}}{2,28 \text{ m}} \right)^{\frac{1}{4}} \left( \frac{101,33}{101,32} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$h_c = 2,17 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Al reemplazar los datos en la ecuación AIX.21, se tiene:

$$Q_T = \left( 2,17 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}} \right) (2(10,34 * 2,28) + 2(5,17 * 2,28)) \text{m}^2 (T_f - 298,00 \text{ K})$$

$$Q_T = 153,48 \frac{\text{W}}{\text{K}} * (T_f - 298,00 \text{ K}) \quad [\text{AIX.22}]$$

A partir de las ecuaciones obtenidas AIX.16, AIX.18, AIX.20 y AIX.22, se determina la temperatura final del efluente (T<sub>f</sub>) y los calores propios del sistema Q<sub>1</sub>, Q<sub>2</sub> y Q<sub>T</sub>. Los resultados se presentan en la Tabla AIX.5.

Sistema de ecuaciones:

$$Q_T = Q_1 + Q_2$$

$$Q_1 = 12\,704,78 \frac{W}{K} * (322,91 K - T_f)$$

$$Q_2 = 0,75 \frac{W}{K} * (322,91 K - T_f)$$

$$Q_T = 153,48 \frac{W}{K} * (T_f - 298,00 K)$$

**Tabla AIX.5.** Resultados de la resolución del sistema de ecuaciones obtenida del desarrollo del balance de energía en el filtro de medio granular

Parámetro	Nomenclatura	Unidad	Valor
Calor disipado por el efluente a través del equipo	$Q_1$	W	3 777,33
Calor disipado por los lodos sedimentables	$Q_2$	W	0,22
Flujo de calor total del sistema	$Q_T$	W	3 777,55
Temperatura final del efluente	$T_f$	K	322,61

## AIX.6. BALANCE DE ENERGÍA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR

El balance energético en el intercambiador de calor se realiza con el fin de obtener la cantidad de masa de agua de enfriamiento requerida para bajar la temperatura de 49,61 °C a 35,00 °C (MAE, 2015, p. 330).

El intercambio de calor que se da en el sistema se debe netamente a la diferencia de temperaturas entre los dos fluidos. Por ende, al relacionar el calor ganado por el agua de refrigeración con el perdido del efluente se tiene:

$$-m_{\text{efluente}} * C_{p_{\text{efluente}}} * (T_{f,e} - T_{o,e}) = m_{\text{agua}} * C_{p_{\text{agua}}} * (T_{f,a} - T_{o,a}) \quad [\text{AIX.23}]$$

Donde:

$Q_1$ : Flujo de calor del efluente (W)

$m_{\text{efluente}}$ : Flujo másico del efluente tratado ( $\text{kg s}^{-1}$ )

$C_{p\text{efluente}}$ :	Capacidad calórica del efluente tratado ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )
$T_{o,e}$ :	Temperatura inicial del efluente tratado (K)
$T_{f,e}$ :	Temperatura final del efluente tratado (K)
$Q_2$ :	Flujo de calor del agua de refrigeración (W)
$m_{\text{agua}}$ :	Flujo másico del agua de refrigeración ( $\text{kg s}^{-1}$ )
$C_{p\text{agua}}$ :	Capacidad calórica del agua de refrigeración ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )
$T_{o,a}$ :	Temperatura inicial del refrigerante (K)
$T_{f,a}$ :	Temperatura final del refrigerante (K)

La capacidad calórica del efluente se determina para una temperatura media del fluido de 315,31 °C. Por lo tanto:

$$\begin{aligned}
 & - \left( 262\,543,23 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) \left( 4\,179,00 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{kg}} \right) (308,00 - 322,61)\text{K} \\
 & = m_{\text{agua}} C_{p\text{agua}} (T_{f,a} - 293,00)\text{K}
 \end{aligned}
 \tag{AIX.24}$$

Se asume una temperatura final del agua de 307,00 K. Por ende, el flujo másico de agua requerido es:

$$\begin{aligned}
 & \left( 262\,543,23 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) \left( 4\,179,00 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{kg}} \right) (14,61)\text{K} = m_{\text{agua}} \left( 4\,179,00 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{kg}} \right) (307,00 - 293,00)\text{K} \\
 & m_{\text{agua}} = 273\,982,61 \frac{\text{kg}}{\text{d}}
 \end{aligned}$$

El intercambiador de calor se analizará con base en el método de la eficiencia (NTU) para un arreglo de flujo en contracorriente. En las ecuaciones AIX.25 - AIX.30 se presentan las relaciones de eficiencia del intercambiador en función de las temperaturas de entrada y de salida de los dos fluidos.

$$C_{\text{mín/máx}} = m_{c,f} * C_{p,c,f} \tag{AIX.25}$$

$$Cr = \frac{C_{\text{mín}}}{C_{\text{máx}}} \tag{AIX.26}$$

$$\varepsilon = \frac{Q}{C_{\min} * (T_{o,e} - T_{o,a})} \quad [\text{AIX.27}]$$

$$\varepsilon = \frac{1 - e^{[-\text{NTU} (1-\text{Cr})]}}{1 - \text{Cr} * e^{[-\text{NTU} (1-\text{Cr})]}} \quad [\text{AIX.28}]$$

$$\varepsilon = \frac{C_{\max} * (T_{f,a} - T_{o,a})}{C_{\min} * (T_{o,e} - T_{o,a})} \quad [\text{AIX.29}]$$

$$\text{NTU} = \frac{U * A}{C_{\min}} \quad [\text{AIX.30}]$$

Donde:

$C_{\min/\max}$ : Capacidad mínima/máxima de transferencia de calor ( $\text{J d}^{-1} \text{K}^{-1}$ )

$m_{c,f}$ : Flujo másico del fluido frío/caliente ( $\text{kg d}^{-1}$ )

$C_{p,c,f}$ : Capacidad calórica del fluido frío/caliente ( $\text{J kg}^{-1} \text{K}^{-1}$ )

$\varepsilon$ : Eficiencia del intercambiador de calor

$Q$ : Flujo de calor del sistema (W)

$T_{o,e}$ : Temperatura inicial del efluente (K)

$T_{o,a}$ : Temperatura inicial del agua de refrigeración (K)

$T_{f,a}$ : Temperatura final del agua de refrigeración (K)

$\text{NTU}$ : Número de unidades de transferencia

$U$ : Coeficiente global de transferencia de calor ( $\text{J m}^{-2} \text{d}^{-1} \text{K}^{-1}$ )

$A$ : Área de diseño del intercambiador requerida ( $\text{m}^2$ )

A partir de la ecuación AIX.25 se determinan las capacidades mínima y máxima de transferencia de calor del intercambiador.

$$C_{\text{efluente}} = \left(262\,543,23 \frac{\text{kg}}{\text{d}}\right) \left(4\,179,00 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{kg}}\right)$$

$$C_{\text{efluente}} = 1,10 \times 10^9 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{d}}$$



$$C_{\text{agua}} = \left( 273\,982,61 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) \left( 4\,179,00 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{kg}} \right)$$

$$C_{\text{agua}} = 1,14 \times 10^9 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{d}}$$

El  $C_{\text{mín}}$  del sistema corresponde a  $1,10 \times 10^9 \text{ J d}^{-1} \text{ K}^{-1}$  por ser el menor valor, por ende, el  $C_{\text{máx}}$  equivale a  $1,14 \times 10^9 \text{ J d}^{-1} \text{ K}^{-1}$ .

La eficiencia del intercambiador viene dada por la relación AIX.27.

$$\varepsilon = \frac{\left( 262\,543,23 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \right) \left( 4\,179,00 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{kg}} \right) (322,61 - 308,00)\text{K}}{1,10 \times 10^9 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{d}} * (322,61 - 293,00)\text{K}}$$

$$\varepsilon = 0,49$$

Con base en una eficiencia de 0,49 se calcula la temperatura de salida del agua de refrigeración mediante la expresión AIX.29.

$$0,49 = \frac{1,14 \times 10^9 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{d}} * (T_{\text{f,agua}} - 293,00 \text{ K})}{1,10 \times 10^9 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{d}} * (322,61 - 293,00)\text{K}}$$

$$T_{\text{f,a}} = 306,99 \text{ K}$$

La diferencia entre la temperatura final del agua supuesta respecto a la calculada es menor a un grado por lo tanto se toma 307,00 K como temperatura final. Asimismo, para una eficiencia de 0,49, se determina el número de unidades de transferencia a través de las ecuaciones AIX.26 y AIX.28.

$$Cr = \frac{C_{\text{mín}}}{C_{\text{máx}}}$$

$$Cr = \frac{1,10 \times 10^9 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{d}}}{1,14 \times 10^9 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{d}}}$$

$$Cr = 0,96$$

$$\varepsilon = \frac{1 - e^{[-NUT(1-Cr)]}}{1 - Cr * e^{[-NUT(1-Cr)]}}$$

$$0,49 = \frac{1 - e^{[-NUT(1-0,96)]}}{1 - 0,96 * e^{[-NUT(1-0,96)]}}$$

$$NTU = 0,94$$

Para un número de unidades de transferencia de 0,94, se estima el área de diseño requerida para el intercambiador de calor a partir de la relación AIX.30. El coeficiente global de transferencia promedio (U) para el sistema es de 375 BTU h<sup>-1</sup> ft<sup>-2</sup> °F<sup>-1</sup> (Holman, 1999, p. 667).

$$0,94 = \frac{\left(375 \frac{\text{BTU}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F}} * \frac{1\,055,06 \text{ J}}{1 \text{ BTU}} * \frac{(3,28 \text{ ft})^2}{1 \text{ m}^2} * \frac{1,8 \text{ °F}}{1 \text{ K}} * \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ d}}\right) * A}{1,10 \times 10^9 \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{d}}}$$

$$A = 5,62 \text{ m}^2$$

Los resultados obtenidos del balance de energía en el intercambiador se resumen en la Tabla AIX.6.

**Tabla AIX.6.** Resultados del balance de energía realizado en la etapa de enfriamiento del efluente tratado

Parámetro	Unidad	Valor
Flujo de masa del agua de refrigeración	kg d <sup>-1</sup>	273 982,61
Capacidad calórica del agua	J kg <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>	4 179,00
Temperatura final del agua	K	307,00
Flujo de calor total	W	185 528,09
Área de diseño del intercambiador	m <sup>2</sup>	5,62

## ANEXO AX

### BALANCE DE ENERGÍA MECÁNICA EN LAS TUBERÍAS

#### EQUIPOS PRINCIPALES

Los dispositivos usados para el transporte de fluidos a través de tuberías y canales de conducción son generalmente bombas (líquidos) y compresores (gases) con diferentes características según los requerimientos del sistema.

En la Tabla AX.1 se presentan las velocidades recomendadas para fluidos en tuberías con base en el tipo de dispositivo o flujo a utilizar.

**Tabla AX.1.** Velocidades permisibles de diseño para fluidos en tuberías

Fluido	Tipo de bomba/flujo	Velocidad	
		Succión ( $\text{m s}^{-1}$ )	Descarga ( $\text{m s}^{-1}$ )
Líquidos en general	Centrífuga	0,61 – 0,91	1,83 – 2,74
	Reciprocante	0,30 – 0,61	0,91 – 1,83
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0,15 – 0,30	
	Línea de conducción	1,20 – 2,40	
Vapor de agua	--	9,00 – 15,00	
Aire o gas	Compresor	< 18,29	

(API, 2013b, p. 21)

#### AX.1. TANQUES DE ESTABILIZACIÓN DE pH (1) - TANQUES DE CLARIFICACIÓN PRIMARIA (2)

El transporte del efluente cianurado entre estas dos etapas se realizará a través de flujo por gravedad. Por lo tanto, al desarrollar la ecuación de Bernoulli se tiene la expresión matemática AX.1.

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + H_{f \text{ total}} \quad [\text{AX.1}]$$

Donde:

- $P_1$ : Presión en el punto 1 ( $\text{N m}^{-2}$ )  
 $P_2$ : Presión en el punto 2 ( $\text{N m}^{-2}$ )  
 $v_1$ : Velocidad en el punto 1 ( $\text{m s}^{-1}$ )  
 $v_2$ : Velocidad en el punto 2 ( $\text{m s}^{-1}$ )  
 $Z_1$ : Altura en el punto 1 (m)  
 $Z_2$ : Altura en el punto 2 (m)  
 $\gamma$ : Peso específico del efluente ( $\text{kg m}^{-2}\text{s}^{-2}$ )  
 $g$ : Gravedad ( $\text{m s}^{-2}$ )  
 $H_{f \text{ total}}$ : Pérdida de carga total (m)

Con base en las ecuaciones AX.2, AX.3 y AX.4 se determina la pérdida de carga total del sistema.

$$H_{f \text{ total}} = h_{fi} + h_{f \text{ accesorios}} \quad [\text{AIX.2}]$$

$$h_{fi} = f * \frac{L}{D_i} * \left( \frac{v^2}{2g} \right) \quad [\text{AIX.3}]$$

$$h_{f \text{ accesorios}} = \left( \frac{v^2}{2g} \right) \sum k_i \quad [\text{AIX.4}]$$

Donde:

- $H_{f \text{ total}}$ : Pérdida de carga total (m)  
 $h_{fi}$ : Pérdida de carga por tuberías (m)  
 $h_{f \text{ accesorios}}$ : Pérdida de carga por accesorios (m)  
 $f$ : Factor de fricción  
 $L$ : Longitud de la tubería (m)  
 $D_i$ : Diámetro interno de la tubería (m)

- v: Velocidad del efluente cianurado ( $\text{m s}^{-1}$ )  
 ki: Constante de descarga propio de cada accesorio  
 g: Gravedad ( $\text{m s}^{-2}$ )

Según la ecuación de Darcy, las pérdidas de carga por tubería se determinan a través del número de Reynolds dado por la ecuación AX.5.

$$\text{Re} = \frac{v * \delta * D}{\mu} \quad [\text{AIX.5}]$$

Donde:

- Re: Número de Reynolds  
 v: Velocidad del efluente ( $\text{m s}^{-1}$ )  
 $\delta$ : Densidad del efluente ( $\text{kg m}^{-3}$ )  
 D: Diámetro nominal de la tubería (m)  
 $\mu$ : Viscosidad del efluente ( $\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1}$ )

Se considera un diámetro nominal de tubería de 5", cédula 80 y diámetro interno de 122,25 mm (Mills, 1995, p. 889). A partir de estos datos, se determina la velocidad del efluente mediante la ecuación AX.6.

$$v_i = \frac{Q}{A} \quad [\text{AIX.6}]$$

Donde:

- $v_i$ : Velocidad del efluente en un punto determinado ( $\text{m s}^{-1}$ )  
 Q: Caudal del efluente ( $\text{kg d}^{-1}$ )  
 A: Área perpendicular al flujo ( $\text{m}^2$ )

$$v_1 = \frac{261,56 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,122 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$v_1 = 0,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La velocidad calculada se encuentra dentro del rango de velocidades permisibles según la Tabla AX.1.

Con el diámetro y la velocidad establecida, se calcula el número de Reynolds para una densidad de 1 002,00 kg m<sup>-3</sup> de efluente acondicionado.

$$\text{Re} = \frac{0,26 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 1\,002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,127 \text{ m}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$\text{Re} = 55\,143,40$$

Según Streeter, Wylie y Bedford (2000), para una tubería de hierro fundido, la rugosidad relativa  $\varepsilon/D$  corresponde a (p. 293):

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,25 \text{ mm} * \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{0,127 \text{ m}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,97 \times 10^{-3}$$

Una vez determinado el número de Reynolds y la relación  $\varepsilon/D$ , se utiliza el diagrama de Moody presentado en la Figura AXIV.1 del Anexo AXIV para establecer el factor de fricción  $f$ , el mismo que resultó ser de 0,033.

Con base en el espacio disponible para la implementación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados, se establece una longitud de tubería de 19,49 m. Por lo tanto, la pérdida de carga desde los tanques de estabilización de pH hasta los clarificadores primarios es:

$$h_{f5''} = 0,027 * \frac{19,49 \text{ m}}{0,122 \text{ m}} * \frac{\left(0,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f5''} = 0,02 \text{ m}$$

En cuanto a las pérdidas de carga por accesorios, en la Tabla AX.2 se presenta un listado de cada una de las válvulas e instrumentos necesarios con sus respectivos coeficientes de pérdida de cabeza.

**Tabla AX.2.** Coeficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el tramo de tuberías entre los tanques de estabilización de pH y los clarificadores primarios

Accesorio	Cantidad	Constante K
Válvula de bola (completamente abierta)	5	10,0
Tee estándar	2	1,80
Codo estándar (90°)	4	0,90
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00

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

Mediante la ecuación AX.4, se calcula la pérdida de carga por accesorios para un diámetro nominal de 5".

$$h_{f 5'' \text{ accesorios}} = ((5 * 10,00) + (2 * 1,80) + (4 * 0,90) + 1,50) * \frac{\left(0,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f 5'' \text{ accesorios}} = 0,20 \text{ m}$$

Finalmente, a través de la ecuación AX.1 se determina la presión en el punto 2 del sistema.

$$\frac{P_2}{\gamma} = \left( \frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 \right) - \left( \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + H_{f \text{ total}} \right)$$

$$\frac{P_2}{\gamma} = \left( \frac{21,33 \text{ psi} * \frac{6 894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ psi}}}{1 002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 3,43 \text{ m} \right) - (1,50 \text{ m} + (0,02 + 0,20) \text{ m})$$

$$P_2 = 16,67 \text{ m} * 1 002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$P_2 = 163 859,77 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P_2 = 23,77 \text{ psi}$$

Debido a que la presión obtenida es mayor que la presión de operación en los clarificadores primarios (16,84 psi), el efluente acondicionado puede ser transportado por gravedad sin la necesidad de bombas.

## **AX.2. CLARIFICADORES PRIMARIOS (1) – REACTOR DE OZONIZACIÓN Y OXIDACIÓN CSTR 1 (2)**

El transporte del efluente de los clarificadores primarios hacia el reactor 1 se realizará mediante bombas centrífugas. Las velocidades de succión ( $v_1$ ) y de descarga ( $v_2$ ) se determinan según la ecuación AX.6.

Para la aspiración del efluente se considera un diámetro nominal de tubería de 3", cédula 40 y diámetro interno de 77,927 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_1 = \frac{261,47 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,078 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$v_1 = 0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Asimismo, para la impulsión del efluente se considera un diámetro nominal de tubería de 1 ½", cédula 80 y diámetro interno de 38,10 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_2 = \frac{261,62 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,038 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$v_2 = 2,67 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Según la Tabla AX.1, tanto la velocidad de succión como la de descarga se encuentran dentro de los límites permisibles de velocidad para una bomba centrífuga.



Con base en la velocidad de succión y una densidad de  $1\,001,90\text{ kg m}^{-3}$  del efluente preclarificado, se calcula el número de Reynolds en el punto 1.

$$Re_1 = \frac{0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 1\,001,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,076 \text{ m}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re_1 = 79\,951,62$$

Para una tubería de hierro fundido, la relación  $\varepsilon/D$  corresponde a (Streeter et al., 2000, p. 293):

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,25 \text{ mm} * \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{0,076 \text{ m}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,29 \times 10^{-3}$$

Una vez determinada la rugosidad relativa y el número de Reynolds, se establece un factor de fricción de 0,030. Por lo tanto, la pérdida de carga para una longitud de tubería de 16,72 m es:

$$h_{f3''} = 0,030 * \frac{16,72 \text{ m}}{0,078 \text{ m}} * \frac{\left(0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f3''} = 0,13 \text{ m}$$

Asimismo, con base en la velocidad de descarga se determina el número de Reynolds en el punto 2.

$$Re_2 = \frac{2,67 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 1\,002,01 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,038 \text{ m}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re_2 = 169\,440,39$$

Para una tubería de hierro fundido, la relación  $\varepsilon/D$  corresponde a (Streeter et al., 2000, p. 293):

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,25 \text{ mm} * \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{0,038 \text{ m}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 6,58 \times 10^{-3}$$

Una vez determinada la rugosidad relativa y el número de Reynolds, se establece un factor de fricción de 0,032. Por lo tanto, la pérdida de carga para una longitud de tubería de 6,25 m es:

$$h_{f_{1\frac{1}{2}''}} = 0,032 * \frac{6,25 \text{ m}}{0,038 \text{ m}} * \frac{\left(2,67 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f_{1\frac{1}{2}''}} = 1,91 \text{ m}$$

En la Tabla AX.3 se presentan los accesorios considerados para el tramo de tuberías entre los clarificadores primarios y el reactor de ozonización y oxidación 1.

**Tabla AX.3.** Coeficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el tramo de tuberías entre los clarificadores primarios y el reactor CSTR 1

Accesorio	Cantidad	Constante K
Válvula de bola (completamente abierta)	7	10,0
Válvula check (completamente abierta)	1	2,50
Tee estándar	1	1,80
Codo estándar (90°)	3	0,90
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00

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

Con base en la ecuación AX.4, se determinan las pérdidas de carga por accesorios para cada diámetro:

$$h_{f_{3''} \text{ accesorios}} = ((5 * 10,00) + (1 * 1,80) + (2 * 0,90) + 0,50) * \frac{\left(0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f3'' \text{ accesorios}} = 1,09 \text{ m}$$

$$h_{f1\frac{1}{2}'' \text{ accesorios}} = ((2 * 10,00) + (1 * 2,50) + (1 * 0,90) + 1,00) * \frac{\left(2,67 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f1\frac{1}{2}'' \text{ accesorios}} = 8,87 \text{ m}$$

Al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AX.2 se tiene que el cabezal total por pérdidas es:

$$H_{f \text{ total}} = (0,13 \text{ m} + 1,09 \text{ m} + 1,91 \text{ m} + 8,87 \text{ m})$$

$$H_{f \text{ total}} = 12,00 \text{ m}$$

Para determinar la altura generada por la bomba ( $H_B$ ) es necesario desarrollar la ecuación de Bernoulli para una  $P_2$  de 23,21 psi (según la Tabla AXI.1 del Anexo AXI) y una altura de 5,49 m en el punto 2.

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + H_{f \text{ total}} \quad [\text{AX.7}]$$

$$H_B = \left( \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + H_{f \text{ total}} \right) - \left( \frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 \right)$$

$H_B$

$$= \left( \frac{23,21 \text{ psi} * \frac{6894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ psi}}}{1002,01 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + \frac{\left(2,67 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 5,49 \text{ m} + 12,00 \text{ m} \right) - \left( \frac{16,84 \text{ psi} * \frac{6894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ psi}}}{1001,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + \frac{\left(0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,50 \text{ m} \right)$$

$$H_B = 20,80 \text{ m}$$

### AX.2.1. Determinación de la altura total dinámica de la bomba

La presión de succión ( $P_s$ ) del sistema se define mediante la expresión AX.8.

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

Donde:

$\Delta H_{ss}$ : Altura estática de succión (psi)

$\Delta H_{fs}$ : Pérdidas de carga por rozamiento en la tubería de succión (psi)

La altura estática de succión está en función de la densidad del efluente ( $\delta$ ) y de la altura en la línea total de succión ( $H_{Ts}$ ) como se muestra en la ecuación AX.9.

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

Por ende, para una altura de 1,50 m en la línea de succión, se tiene:

$$\Delta H_{ss} = 1\,001,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1,50 \text{ m} * \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}$$

$$\Delta H_{ss} = 0,15 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 2,13 \text{ psi}$$

Con base en el cabezal estático obtenido y según la ecuación AX.8, la presión de succión corresponde a:

$$P_s = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs}$$

$$P_s = 0,15 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} - ((h_{f3''} + h_{f3'' \text{ accesorios}}) * \delta)$$

$$P_s = 0,15 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} - \left( (0,13 \text{ m} + 1,09 \text{ m}) * 1\,001,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2} \right)$$

$$P_s = 0,03 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 0,43 \text{ psi}$$

La presión de descarga está en función de la altura estática y de la pérdida de carga en la impulsión del efluente, tal como se presenta en la ecuación AX.10.

$$P_d = \Delta H_{sd} + \Delta H_{fd} \quad [\text{AX.10}]$$

Donde:

$P_d$ : Presión de descarga (psi)

$\Delta H_{sd}$ : Altura estática en la descarga del efluente (psi)

$\Delta H_{fd}$ : Pérdidas de carga por rozamiento en la tubería de impulsión (psi)

El cabezal estático de descarga se determina con base en la densidad del efluente ( $\delta$ ) y de la altura del tanque en la línea de impulsión ( $H_{Td}$ ) como se indica en la ecuación AX.11.

$$\Delta H_{sd} = \delta * H_{Td} \quad [\text{AX.11}]$$

Por lo tanto, para una altura de 5,49 m en la línea de descarga, se tiene:

$$\Delta H_{sd} = 1\,001,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 5,49 \text{ m} * \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}$$

$$\Delta H_{sd} = 0,55 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 7,82 \text{ psi}$$

De acuerdo con el cabezal estático obtenido y según la ecuación AX.10, la presión de descarga corresponde a:

$$P_d = 0,55 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + \Delta H_{fd}$$

$$P_d = 0,55 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + \left( \left( h_{f_{1\frac{1}{2}''}} + h_{f_{1\frac{1}{2}''} \text{ accesorios}} \right) * \delta \right)$$

$$P_d = 0,55 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + \left( (1,91 \text{ m} + 8,87 \text{ m}) * 1\,001,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2} \right)$$

$$P_d = 1,63 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 23,18 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores de presión de succión y descarga obtenidos en la ecuación AX.12, se tiene:

$$TDH = P_d - P_s \quad [AX.12]$$

Donde:

TDH: Altura total dinámica (psi)

$P_d$ : Presión de descarga (psi)

$P_s$ : Presión de succión (psi)

$$TDH = (23,18 - 0,43)\text{psi}$$

$$TDH = 22,75 \text{ psi}$$

### AX.2.2. Determinación de la potencia de la bomba

La potencia de la bomba se calcula a partir de la ecuación AX.13.

$$P_{\text{Bomba}} = \frac{H_B * \gamma * Q}{\eta} \quad [AX.13]$$

Donde:

$P_{\text{Bomba}}$ : Potencia de la bomba (W)

$\eta$ : Rendimiento de la bomba centrífuga

$\gamma$ : Peso específico del efluente ( $\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-2}$ )

Q: Caudal del efluente ( $\text{kg d}^{-1}$ )

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

Con base en la curva de operación de la bomba centrífuga seleccionada (según la Figura AXVI.1 del Anexo AXVI), se obtiene un rendimiento del 20 %. Por lo tanto, al reemplazar los datos en la ecuación AX.13, se tiene:

$$P_{\text{Bomba}} = \frac{20,80 \text{ m} * 1\,001,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 261,47 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{0,20}$$

$$P_{\text{Bomba}} = 3\,093,39 \text{ W}$$

$$P_{\text{Bomba}} = 4,15 \text{ hp}$$

Sin embargo, de acuerdo con Peters et al. (1991), el factor de seguridad de sobredimensionamiento para una bomba centrífuga es de 10 % sobre la potencia requerida (p. 37).

$$P_{\text{Bomba}} = 4,15 \text{ hp} * 1,10$$

$$P_{\text{Bomba}} = 4,57 \text{ hp}$$

### AX.3. SERIE DE REACTORES DE OZONIZACIÓN Y OXIDACIÓN

#### AX.3.1. Sistema de tuberías entre los reactores CSTR 1 y CSTR 2

Para un caudal de  $267,27 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$  y un diámetro nominal de 5" de cédula 80 con diámetro interno de 122,25 mm, la velocidad que alcanza el fluido por el interior de las tuberías según la ecuación AX.6 es (Mills, 1995, p. 889):

$$v_1 = \frac{267,27 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,122 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$v_1 = 0,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Según la Tabla AX.1 el valor obtenido de velocidad se encuentra dentro del rango permisible para flujos por gravedad en tuberías.

El número de Reynolds se calcula a través de la ecuación AX.5 con base en los datos obtenidos y para una densidad de efluente detoxificado 1 de  $980,99 \text{ kg m}^{-3}$ .

$$Re = \frac{0,26 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 980,99 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,127 \text{ m}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re = 53\,987,15$$

De acuerdo con Streeter et al. (2000), la rugosidad relativa  $\varepsilon/D$  para una tubería de acero inoxidable 316 L corresponde a (p. 293):

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,046 \text{ mm} * \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{0,127 \text{ m}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,62 \times 10^{-4}$$

Mediante el diagrama de Moody presentado en la Figura AXIV.1 se establece un factor de fricción de 0,022. De esta manera, se calcula la pérdida de carga entre los dos reactores de ozonización y oxidación para una longitud de tubería de 7,48 m.

$$h_{f5''} = 0,022 * \frac{7,48 \text{ m}}{0,122 \text{ m}} * \frac{\left(0,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f5''} = 0,01 \text{ m}$$

En la Tabla AX.4 se presentan los accesorios considerados para el tramo de tubería entre los dos reactores de ozonización y oxidación.

**Tabla AX.4.** Coeficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el sistema de tuberías entre los reactores CSTR 1 y CSTR 2

Accesorio	Cantidad	Constante K
Válvula de bola (completamente abierta)	3	10,0
Codo estándar (90°)	2	0,90
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00

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



Con base en la ecuación AX.4, se determinan las pérdidas de carga por accesorios para un diámetro nominal de tubería de 5".

$$h_{f 5'' \text{ accesorios}} = ((3 * 10,00) + (2 * 0,90) + 1,50) * \frac{\left(0,26 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f 5'' \text{ accesorios}} = 0,11 \text{ m}$$

Al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AX.2, se tiene que el cabezal total por pérdidas es:

$$H_{f \text{ total}} = (0,01 \text{ m} + 0,11 \text{ m})$$

$$H_{f \text{ total}} = 0,12 \text{ m}$$

Mediante la ecuación de Bernoulli se calcula la presión en el punto 2 del sistema.

$$\frac{P_2}{\gamma} = \left( \frac{23,21 \text{ psi} * \frac{6894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ psi}}}{980,99 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) - (0,12 \text{ m})$$

$$P_2 = 16,51 \text{ m} * 980,99 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$P_2 = 158884,18 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P_2 = 23,04 \text{ psi}$$

La presión obtenida es prácticamente igual a la presión de operación del segundo reactor (23,21 psi), por ende, se prescindirá del uso de bombas para el transporte del efluente tratado en este tramo de tuberías.

### AX3.2. Sistema de tuberías entre los reactores CSTR 2 y CSTR 3

El balance mecánico de tuberías entre los dos reactores consecutivos se realizó bajo el mismo procedimiento descrito en el sistema anterior. El efluente detoxificado

será transportado por efecto de la gravedad gracias a la diferencia de altura entre las tuberías de entrada y salida en los reactores. Los resultados se presentan en la Tabla AX.5.

**Tabla AX.5.** Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías entre los rectores CSTR 2 y CSTR 3

Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Diámetro nominal	D	0,127	m
Diámetro interno de tubería	D <sub>i</sub>	0,122	m
Cédula	-	80	-
Longitud de tubería	L	7,48	m
Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	0,26	m s <sup>-1</sup>
Número de Reynolds	Re	53 987,15	-
Rugosidad relativa (Ac. Inox. 316 L)	ε/D	3,62 x 10 <sup>-4</sup>	-
Pérdida total por la tubería	H <sub>f total</sub>	0,12	m
Presión en el punto 2	P <sub>2</sub>	23,04	psi

#### AX.4. REACTOR DE OZONIZACIÓN Y OXIDACIÓN CSTR 3 (1) – TANQUES DE CLARIFICACIÓN SECUNDARIA (2)

De la misma manera, mediante la ecuación AX.6 se establece la velocidad de flujo por gravedad para el efluente tratado. Así, para un diámetro nominal de 5", cédula 80 y diámetro interno de 122,25 mm, la velocidad es (Mills, 1995, p. 889):

$$v_1 = \frac{267,73 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,122 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$v_1 = 0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

A partir de la velocidad obtenida se determina el número de Reynolds con base en la ecuación AX.5.

$$\text{Re} = \frac{0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 981,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,127 \text{ m}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$\text{Re} = 56\,064,15$$

La rugosidad relativa  $\varepsilon/D$  para una tubería de acero inoxidable 316 L equivale a (Streeter et al., 2000, p. 293):

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,046 \text{ mm} * \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{0,127 \text{ m}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,62 \times 10^{-4}$$

Por ende, el factor de fricción según el diagrama de Moody es de 0,021. Así, para una longitud de tubería de 28,12 m, la pérdida de carga entre el último reactor de ozonización y oxidación y los dos clarificadores secundarios es:

$$h_{f5''} = 0,021 * \frac{28,12 \text{ m}}{0,122 \text{ m}} * \frac{\left(0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f5''} = 0,02 \text{ m}$$

A partir de la ecuación AX.4 se determinan las pérdidas de carga por accesorios para un diámetro nominal de tubería de 5".

$$h_{f5'' \text{ accesorios}} = ((3 * 10,00) + (1 * 1,80) + (2 * 0,90) + 1,50) * \frac{\left(0,27 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f5'' \text{ accesorios}} = 0,13 \text{ m}$$

En la Tabla AX.6 se presentan los accesorios considerados para el tramo de tubería entre el último reactor de ozonización y oxidación y los clarificadores secundarios.

**Tabla AX.6.** Coeficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el tramo de tuberías entre el reactor CSTR 3 y los clarificadores secundarios

Accesorio	Cantidad	Constante K
Válvula de bola (completamente abierta)	3	10,0
Tee estándar	1	1,80
Codo estándar (90°)	2	0,90
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00

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

Por lo tanto, el cabezal total por pérdidas es:

$$H_{f\text{total}} = (0,02 \text{ m} + 0,13 \text{ m})$$

$$H_{f\text{total}} = 0,15 \text{ m}$$

Mediante la ecuación de Bernoulli se determina la presión en el punto 2 del sistema.

$$\frac{P_2}{\gamma} = \left( \frac{23,21 \text{ psi} * \frac{6\,894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ psi}}}{981,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 5,49 \text{ m} \right) - (3,00 \text{ m} + 0,15 \text{ m})$$

$$P_2 = 18,97 \text{ m} * 981,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$P_2 = 182\,559,88 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P_2 = 26,48 \text{ psi}$$

La presión calculada resultó ser mucho mayor a la presión de operación de los clarificadores secundarios (18,89 psi), por lo cual el transporte del efluente se realizará sin necesidad de bombas.

## AX.5. TANQUES DE CLARIFICACIÓN SECUNDARIA (1) – FILTROS EN MEDIO GRANULAR (2)

La determinación de la presión en el punto 2 se realiza de la misma manera que para el sistema anterior. En la Tabla AX.7 se presentan los resultados obtenidos del balance de energía mecánica aplicado en el tramo de tuberías entre los clarificadores secundarios y filtros.

**Tabla AX.7.** Resultados del balance de energía mecánica realizado en el sistema de tuberías entre los clarificadores secundarios y los filtros en medio granular

Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Diámetro nominal	D	0,127	m
Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,122	m
Cédula	-	80	--
Longitud de tubería	L	31,55	m
Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	0,26	m s <sup>-1</sup>
Número de Reynolds	Re	53 986,60	-
Rugosidad relativa (Acero al carbono)	ε/D	1,89x10 <sup>-5</sup>	-
Pérdida de carga total	H <sub>f total</sub>	0,22	m
Presión en el punto 2	P <sub>2</sub>	19,58	psi

### AX.5.1. Sistema de tuberías para el drenaje de lodos

Con base en el espacio físico de la planta, se diseñó un sistema de tuberías para la remoción de los lodos sedimentados en los 4 clarificadores durante el tratamiento del efluente; para ello se utilizará una bomba de desplazamiento positivo. Debido a la baja cantidad de lodos producidos diariamente, la bomba operará cada 45 días para los sedimentadores primarios, mientras que para los clarificadores secundarios la bomba trabajará cada 60 días.

El dimensionamiento de las tuberías sigue el mismo procedimiento descrito en los apartados anteriores. En la Tabla AX.8 se presentan los resultados obtenidos del balance de energía mecánica aplicado al drenaje de lodos en los clarificadores primarios.

**Tabla AX.8.** Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías para el drenaje de lodos en los clarificadores primarios

Condición de operación	Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Succión (Entrada de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,010	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,014	m
	Cédula	-	10	-
	Longitud de tubería	L	19,82	m
	Velocidad de flujo	$v_1$	0,30	$m\ s^{-1}$
	Número de Reynolds	Re	142,06	-
	Rugosidad relativa (Fundición de hierro)	$\epsilon/D$	0,025	-
	Pérdida de carga total	$H_{f\ total}$	2,33	m
	Presión de succión	$P_s$	0,28	psi
Descarga (Salida de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,006	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,008	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería	L	13,22	m
	Velocidad de flujo	$v_2$	0,93	$m\ s^{-1}$
	Número de Reynolds	Re	264,24	-
	Rugosidad relativa (Fundición de hierro)	$\epsilon/D$	0,042	-
	Pérdida de carga total	$H_{f\ total}$	13,86	m
	Presión de descarga	$P_d$	27,02	psi
General	Altura generada por la bomba	$H_B$	13,55	m
	Altura total dinámica	TDH	26,74	psi
	Potencia de la bomba	$P_{Bomba}$	32,18	hp

En la Tabla AX.9 se presentan los resultados obtenidos del balance de energía mecánico aplicado al drenaje de lodos en los clarificadores secundarios.

**Tabla AX.9.** Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías para el drenaje de lodos en los clarificadores secundarios

Condición de operación	Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Succión (Entrada de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,010	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,015	m
	Cédula	-	10	-
	Longitud de tubería	L	27,29	m
	Velocidad de flujo	$v_1$	0,31	$m\ s^{-1}$
	Número de Reynolds	Re	120,91	-
	Rugosidad relativa (Fundición de hierro)	$\epsilon/D$	0,025	-
	Pérdida de carga total	$H_{f\ total}$	3,40	m
	Presión de succión	$P_s$	0,85	psi
Descarga (Salida de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,006	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,008	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería	L	13,22	m
	Velocidad de flujo	$v_2$	1,11	$m\ s^{-1}$
	Número de Reynolds	Re	259,76	-
	Rugosidad relativa (Fundición de hierro)	$\epsilon/D$	0,042	-
	Pérdida de carga total	$H_{f\ total}$	20,07	m
	Presión de descarga	$P_d$	31,58	psi
General	Altura generada por la bomba	$H_B$	17,73	m
	Altura total dinámica	TDH	30,73	psi
	Potencia de la bomba	$P_{Bomba}$	32,18	hp

## AX.6. FILTROS EN MEDIO GRANULAR (1) – INTERCAMBIADOR DE CALOR (2)

El efluente tratado será transportado por una bomba centrífuga, por lo cual se determina la velocidad requerida de succión para un diámetro nominal de 3", cédula 80 y diámetro interno de 73,66 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_1 = \frac{267,63 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,074 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$v_1 = 0,72 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Para la velocidad de descarga se establece un diámetro nominal de 1 ½" de cédula 80 y diámetro interno de 38,10 mm (Mills, 1995, p. 889):

$$v_2 = \frac{267,63 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,038 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$v_2 = 2,73 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

A partir de las velocidades calculadas, se determina el número de Reynolds en los dos puntos, respectivamente. De acuerdo con la sección AVI.5 del Anexo AVI, el efluente tratado presenta una densidad de 980,98 kg m<sup>-3</sup>.

$$Re_1 = \frac{0,72 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,076 \text{ m}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re_1 = 89\,465,38$$

Para una tubería de acero al carbono, la rugosidad absoluta ( $\epsilon$ ) es de 0,0024 mm (Streeter et al., 2000, p. 293). Por ende:

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,0024 \text{ mm} * \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{0,076 \text{ m}}$$



$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,16 \times 10^{-5}$$

Con base en los datos proporcionados se obtiene un factor de fricción de 0,019. Por lo tanto, para una longitud de tubería de 10,92 m, la pérdida de carga desde los filtros al intercambiador de calor es:

$$h_{f_{3''}} = 0,019 * \frac{10,92 \text{ m}}{0,074 \text{ m}} * \frac{\left(0,72 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f_{3''}} = 0,07 \text{ m}$$

Asimismo, con base en la velocidad de descarga se obtiene el número de Reynolds en el punto 2.

$$Re_2 = \frac{2,73 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,038 \text{ m}}{6 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{ms}}}$$

$$Re_2 = 169\,611,44$$

La relación  $\varepsilon/D$  para una tubería de acero al carbono equivale a (Streeter et al., 2000, p. 293):

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0024 \text{ mm} * \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{0,038 \text{ m}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 6,32 \times 10^{-5}$$

Por lo tanto, la pérdida de carga se determina para una longitud de tubería de 1,75 m y un factor de fricción de 0,017.

$$h_{f_{1\frac{1}{2}''}} = 0,017 * \frac{1,75 \text{ m}}{0,038 \text{ m}} * \frac{\left(2,73 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f_{1\frac{1}{2}''}} = 0,30 \text{ m}$$

En la Tabla AX.10 se presentan los accesorios considerados para el tramo de tuberías entre los filtros y el intercambiador de calor.

**Tabla AX.10.** Coeficientes de pérdida de cabeza para los accesorios considerados en el tramo de tuberías entre los filtros en medio granular y el intercambiador de calor

Accesorio	Cantidad	Constante K
Válvula de bola (completamente abierta)	10	10,0
Válvula check (completamente abierta)	1	2,50
Tee estándar	1	1,80
Codo estándar (90°)	3	0,90
Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,50
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,00

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

Con base en la ecuación AX.4 se calculan las pérdidas de carga por accesorios para cada diámetro nominal de 3" y 1 1/2", respectivamente.

$$h_{f 3'' \text{ accesorios}} = ((5 * 10,00) + (1 * 1,80) + (2 * 0,90) + 0,50) * \frac{\left(0,72 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f 3'' \text{ accesorios}} = 1,43 \text{ m}$$

$$h_{f 1\frac{1}{2}'' \text{ accesorios}} = ((5 * 10,00) + (1 * 2,50) + (1 * 0,90) + 1,00) * \frac{\left(2,73 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f 1\frac{1}{2}'' \text{ accesorios}} = 20,66 \text{ m}$$

Por ende, la pérdida de carga total es:

$$H_{f \text{ total}} = (0,07 \text{ m} + 0,30 \text{ m} + 1,43 \text{ m} + 20,66 \text{ m})$$

$$H_{f \text{ total}} = 22,46 \text{ m}$$

Al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AX.7, para una altura de  $Z_2$  igual a 1,00 m, se tiene que la altura generada por la bomba es:

$$H_B = \left( \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + H_{f\text{total}} \right) - \left( \frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 \right)$$

$$H_B = \left( \frac{14,70 \text{ psi} * \frac{6\,894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ psi}}}{980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + \frac{\left(2,73 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 1,00 \text{ m} + 22,46 \text{ m} \right) - \left( \frac{17,88 \text{ psi} * \frac{6\,894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ psi}}}{980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + \frac{\left(0,72 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + 2,28 \text{ m} \right)$$

$$H_B = 19,26 \text{ m}$$

### AX.6.1. Determinación de la altura total dinámica de la bomba

La altura estática ( $\Delta H_{ss}$ ) para una altura de 2,28 m en la línea de succión se calcula mediante la expresión AX.9.

$$\Delta H_{ss} = 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 2,28 \text{ m} * \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}$$

$$\Delta H_{ss} = 0,22 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 3,13 \text{ psi}$$

La presión de succión ( $P_s$ ) del sistema se define mediante la expresión AX.8.

$$P_s = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs}$$

$$P_s = 0,22 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} - ((h_{f3''} + h_{f3'' \text{ accesorios}}) * \delta)$$

$$P_s = 0,22 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} - \left( (0,07 \text{ m} + 1,43 \text{ m}) * 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2} \right)$$

$$P_s = 0,07 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 1,00 \text{ psi}$$

La altura estática de descarga ( $\Delta H_{sd}$ ) se determina a través de la ecuación AX.11, para una altura de 1,00 m en la línea de impulsión.

$$\Delta H_{sd} = 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1,00 \text{ m} * \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}$$

$$\Delta H_{sd} = 0,10 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 1,42 \text{ psi}$$

La presión de descarga ( $P_d$ ) del sistema se define mediante la expresión AX.10.

$$P_d = \Delta H_{sd} + \Delta H_{fd}$$

$$P_d = 0,10 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + \left( \left( h_{f_{1\frac{1}{2}''}} + h_{f_{1\frac{1}{2}''} \text{ accesorios}} \right) * \delta \right)$$

$$P_d = 0,10 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} + \left( (0,30 \text{ m} + 20,66 \text{ m}) * 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2} \right)$$

$$P_d = 2,16 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 30,72 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores de presión de succión y descarga obtenidos en la ecuación AX.12, se tiene:

$$\text{TDH} = (30,72 - 1,00) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 29,72 \text{ psi}$$

### AX.6.2. Determinación de la potencia de la bomba

Según la Figura AXVI.1 del Anexo AXVI, el rendimiento de operación para la bomba centrífuga seleccionada es de 20 %. Por lo tanto, al reemplazar los datos en la ecuación AX.13, la potencia de la bomba ( $P_{\text{Bomba}}$ ) es:

$$P_{\text{Bomba}} = \frac{19,26 \text{ m} * 980,98 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 267,63 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} * \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{0,20}$$

$$P_{\text{Bomba}} = 2870,63 \text{ W}$$

$$P_{\text{Bomba}} = 3,85 \text{ hp}$$

El factor de seguridad de sobredimensionamiento para una bomba centrífuga es del 10 % sobre la potencia requerida, por lo tanto (Peters et al., 1991, p. 37):

$$P_{\text{Bomba}} = 3,85 \text{ hp} * 1,10$$

$$P_{\text{Bomba}} = 4,24 \text{ hp}$$

### AX.6.3. Sistema de tuberías para el funcionamiento del intercambiador

Para el dimensionamiento de tuberías a la entrada y salida del intercambiador, es necesario determinar la velocidad con la que se transporta el fluido. En la Tabla AX.11 se presentan los parámetros de diseño obtenidos para este sistema.

**Tabla AX.11.** Resultados del balance de energía mecánica realizado en el tramo de tuberías a la entrada y salida del intercambiador

Condición de operación	Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Entrada del agua de enfriamiento (Acero al carbono)	Diámetro nominal	D	0,038	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,041	m
	Cédula	-	40	-
	Longitud de tubería	L	10,00	m
	Velocidad de flujo	$v_1$	2,40	$\text{m s}^{-1}$
Salida del agua de enfriamiento (Acero al carbono)	Diámetro nominal	D	0,038	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,041	m
	Cédula	-	40	-
	Longitud de tubería	L	10,00	m
	Velocidad de flujo	$v_1$	2,40	$\text{m s}^{-1}$
Salida del efluente (PVC)	Diámetro nominal	D	0,127	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,122	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería	L	5,10	m
	Velocidad de flujo	$v_1$	0,26	$\text{m s}^{-1}$

## EQUIPOS AUXILIARES

### AX.7. TANQUE DE PREPARACIÓN DE LECHADA DE CAL (1) – TANQUES DE ESTABILIZACIÓN DE pH (2)

En la Tabla AX.12 se presentan los parámetros de diseño obtenidos del balance de energía mecánico realizado para este sistema de tuberías. La lechada de cal se suministrará a los tanques de estabilización de pH mediante una bomba dosificadora.

**Tabla AX.12.** Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el tramo de tuberías entre el tanque de preparación de lechada de cal y los tanques de estabilización

Condición de operación	Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Succión (Entrada de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,006	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,011	m
	Cédula	-	5	-
	Longitud de tubería (Fundición de hierro)	L	16,18	m
	Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	0,30	m s <sup>-1</sup>
	Número de Reynolds	Re	3 397,17	-
	Pérdida de carga total	H <sub>f total</sub>	0,21	m
	Presión de succión	P <sub>s</sub>	0,71	psi
Descarga (Salida de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,006	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,008	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería (Fundición de hierro)	L	12,39	m
	Velocidad de flujo	v <sub>2</sub>	0,91	m s <sup>-1</sup>
	Número de Reynolds	Re	10 304,75	-
	Pérdida de carga total	H <sub>f total</sub>	6,99	m
	Presión de descarga	P <sub>d</sub>	18,77	psi
General	Altura de bomba	H <sub>B</sub>	14,43	m
	Altura total dinámica	TDH	18,06	psi
	Potencia de la bomba	P <sub>Bomba</sub>	0,50	hp

## AX.8. SISTEMA DE TUBERÍAS PARA LA DISTRIBUCIÓN DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO A LOS REACTORES CSTR 1, 2 Y 3

La cantidad de peróxido de hidrógeno será suministrada a cada reactor a través de tres bombas dosificadoras. En la Tabla AX.13 se presentan los resultados del balance mecánico aplicado al tramo de tubería entre el tanque de almacenamiento de  $H_2O_2$  y el reactor CSTR 1.

**Tabla AX.13.** Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías entre el tanque de almacenamiento de  $H_2O_2$  y el reactor CSTR 1

Condición de operación	Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Succión (Entrada de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,003	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,007	m
	Cédula	-	10	-
	Longitud de tubería (Aluminio)	L	16,18	m
	Velocidad de flujo	$v_1$	0,30	$m\ s^{-1}$
	Número de Reynolds	Re	1 080,00	-
	Pérdida de carga total	$H_{f\ total}$	0,41	m
	Presión de succión	$P_s$	2,56	psi
Descarga (Salida de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,003	m
	Diámetro interno	$D_i$	0,007	m
	Cédula	-	10	-
	Velocidad de flujo	$v_2$	0,91	$m\ s^{-1}$
	Número de Reynolds	Re	3 276,00	-
	Longitud de tubería (Aluminio)	L	21,82	m
	Pérdida de carga total	$H_{f\ total}$	9,00	m
	Presión de descarga	$P_d$	24,75	psi
General	Altura generada por la bomba 1	$H_B$	14,02	m
	Altura total dinámica 1	TDH	22,19	psi
	Potencia de la bomba 1	$P_{Bomba}$	0,50	hp

En la Tabla AX.14 se presentan los resultados del balance mecánico aplicado al tramo de tubería entre el tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> y el reactor CSTR 2.

**Tabla AX.14.** Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías entre el tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> y el reactor CSTR 2

Condición de operación	Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Succión (Entrada de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,003	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,007	m
	Cédula	-	10	-
	Longitud de tubería (Aluminio)	L	16,18	m
	Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	0,30	m s <sup>-1</sup>
	Número de Reynolds	Re	1 080,00	-
	Pérdida de carga total	H <sub>f total</sub>	0,41	m
	Presión de succión	P <sub>s</sub>	2,56	psi
Descarga (Salida de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,003	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,007	m
	Cédula	-	10	-
	Velocidad de flujo	v <sub>2</sub>	0,91	m s <sup>-1</sup>
	Número de Reynolds	Re	3 276,00	-
	Longitud de tubería (Aluminio)	L	25,53	m
	Pérdida de carga total	H <sub>f total</sub>	10,38	m
	Presión de descarga	P <sub>d</sub>	27,17	psi
General	Altura generada por la bomba 2	H <sub>B</sub>	15,40	m
	Altura total dinámica 2	TDH	24,61	psi
	Potencia de la bomba 2	P <sub>Bomba</sub>	0,50	hp

En la Tabla AX.15 se presentan los resultados del balance mecánico aplicado al tramo de tubería entre el tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> y el reactor CSTR 3.



**Tabla AX.15.** Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías entre el tanque de almacenamiento de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> y el reactor CSTR 3

Condición de operación	Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Succión (Entrada de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,003	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,007	m
	Cédula	-	10	-
	Longitud de tubería (Aluminio)	L	16,18	m
	Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	0,30	m s <sup>-1</sup>
	Número de Reynolds	Re	1 080,00	-
	Pérdida de carga total	H <sub>f total</sub>	0,41	m
	Presión de succión	P <sub>s</sub>	2,56	psi
Descarga (Salida de la bomba)	Diámetro nominal	D	0,003	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,007	m
	Cédula	-	10	-
	Velocidad de flujo	v <sub>2</sub>	0,91	m s <sup>-1</sup>
	Número de Reynolds	Re	3 276,00	-
	Longitud de tubería (Aluminio)	L	30,53	m
	Pérdida de carga total	H <sub>f total</sub>	12,18	m
	Presión de descarga	P <sub>d</sub>	30,15	psi
General	Altura generada por la bomba 3	H <sub>B</sub>	17,20	m
	Altura total dinámica 3	TDH	27,59	psi
	Potencia de la bomba 3	P <sub>Bomba</sub>	0,50	hp

## AX.9. SISTEMA DE TUBERÍAS PARA LA DISTRIBUCIÓN DE OZONO A LOS REACTORES CSTR 1, 2 y 3

En la Tabla AX.16 se presentan los resultados del balance mecánico realizado en el sistema de dosificación de ozono.

**Tabla AX.16.** Resultados del balance de energía mecánica desarrollado en el sistema de tuberías de acero inoxidable 316 L para la dosificación de O<sub>3</sub>

Sistema	Parámetro	Nomenclatura	Valor	Unidad
Filtro de aire al Generador de ozono	Flujo de aire	-	9 600,00	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>
	Diámetro nominal	D	0,102	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,097	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería	L	28,73	m
	Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	15,04	m s <sup>-1</sup>
Generador de ozono al Reactor CSTR 1	Flujo de ozono	-	69,69	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>
	Diámetro nominal	D	0,006	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,008	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería	L	17,68	m
	Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	16,05	m s <sup>-1</sup>
Generador de ozono al Reactor CSTR 2	Flujo de ozono	-	69,69	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>
	Diámetro nominal	D	0,006	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,008	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería	L	22,68	m
	Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	16,05	m s <sup>-1</sup>
Generador de ozono al Reactor CSTR 3	Flujo de ozono	-	69,69	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>
	Diámetro nominal	D	0,006	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,008	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería	L	27,68	m
	Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	16,05	m s <sup>-1</sup>
Reactor CSTR 1, 2 y 3 al Destructor térmico de ozono	Flujo de ozono residual	-	6,97	m <sup>3</sup> d <sup>-1</sup>
	Diámetro nominal	D	0,006	m
	Diámetro interno	D <sub>i</sub>	0,008	m
	Cédula	-	80	-
	Longitud de tubería	L	18,00	m
	Velocidad de flujo	v <sub>1</sub>	1,60	m s <sup>-1</sup>

## ANEXO AXI

### PRESIÓN Y TEMPERATURA DE DISEÑO

#### AXI.1. DETERMINACIÓN DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN Y DISEÑO PARA LOS EQUIPOS PRINCIPALES Y AUXILIARES

##### AXI.1.1. Ejemplo de cálculo para los tanques de estabilización de pH

La presión de operación normal en los tanques de estabilización de pH se determina a partir de la presión atmosférica ( $P_{atm}$ ) y la presión hidrostática del sistema ( $P_H$ ), como se indica en la ecuación AVII.26 del Anexo AVII.

$$P_H = \delta_L * g * H$$

$$P_H = \left( 1\,002,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) * \left( 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) * (4,65 \text{ m})$$

$$P_H = 45\,707,73 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

$$P_H = 6,63 \text{ psi}$$

Por ende, la presión de operación normal para el equipo es:

$$P_{operación} = P_H + P_{atm}$$

$$P_{operación} = 6,63 \text{ psi} + 14,70 \text{ psi}$$

$$P_{operación} = 21,33 \text{ psi}$$

Con base en el Manual de Diseño de Proceso de PDVSA (2014), la máxima presión de operación debe ser al menos 5 % mayor que la presión normal de operación.

$$P_{operación \text{ máx.}} = 1,05 * P_{operación}$$

$$P_{operación \text{ máx.}} = 1,05 * (21,33 \text{ psi})$$

$$P_{operación \text{ máx.}} = 22,40 \text{ psi}$$

La presión de diseño para un recipiente a bajas presiones viene dada por la ecuación AXI.1 según las relaciones presentadas en la Tabla 3.12 de la sección 3.6.1.

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{operación máx.}} + 25,00 \text{ psi} \quad [\text{AXI.1}]$$

$$P_{\text{diseño}} = 22,40 \text{ psi} + 25,00 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 47,40 \text{ psi}$$

En la Tabla AXI.1 se presentan los valores de presión de operación y de diseño obtenidos en cada equipo para las operaciones unitarias posteriores de la planta de tratamiento industrial.

**Tabla AXI.1.** Presiones de operación normal, máxima y de diseño para los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$

Equipo		$P_{\text{operación}}$ (psi)	$P_{\text{operación máx.}}$ (psi)	$P_{\text{diseño}}$ (psi)
Principales	Tanque de estabilización de pH	21,33	22,40	47,40
	Tanque de clarificación primaria	16,84	17,68	42,68
	Reactor de ozonización y oxidación 1, 2 y 3	23,21	24,37	49,37
	Tanque de clarificación secundaria	18,89	19,83	44,83
	Filtro en medio granular	17,88	18,78	43,78
	Intercambiador de calor	14,70	15,44	159,74
Auxiliares	Tanque de preparación de cal	16,25	17,06	42,06
	Tanque de almacenamiento de cal	14,70	15,44	40,44
	Tanque de almacenamiento de $\text{H}_2\text{O}_2$	21,53	22,61	47,61

## **AXI.2. DETERMINACIÓN DE LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN Y DISEÑO PARA LOS EQUIPOS PRINCIPALES Y AUXILIARES**

Según la Tabla 3.14 de la sección 3.6.1, la temperatura de diseño para recipientes a presión atmosférica (sin sistema de refrigeración) equivale a la mayor temperatura de operación entre el fluido y el ambiente. Para sistemas protegidos por válvulas de alivio, la temperatura de diseño corresponde a la temperatura de operación máxima a la presión de ajuste de la válvula (PDVSA, 2014, p. 6).

### **AXI.2.1. Ejemplo de cálculo para los reactores de ozonización y oxidación**

La máxima temperatura del fluido prevista para las desviaciones esperadas de la operación normal en los reactores es de 49,93 °C según el balance de energía realizado en el Anexo AIX - sección AIX.3.

Sin embargo, la temperatura de diseño debe estar al menos 10 °C por encima de la temperatura máxima de operación debido a fallas de servicio, paradas, bloqueos de operación y/o averías de instrumentación en la alimentación y salida del proceso (PDVSA, 2014, p. 7).

Por ende, la temperatura de diseño para los reactores a presión se determina a través de la ecuación AXI.2 según la Tabla 3.13.

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{operación máx.}} + 10,00 \text{ °C} \quad [\text{AXI.2}]$$

$$T_{\text{diseño}} = 49,93 \text{ °C} + 10,00 \text{ °C}$$

$$T_{\text{diseño}} = 59,93 \text{ °C}$$

Los equipos que trabajan a temperaturas iguales o inferiores a 49,00 °C tienden a presentar fracturas en su estructura por fragilidad del material. Por consiguiente, los requerimientos de diseño se basan también en la determinación de la temperatura mínima de operación o crítica de exposición (TCE) (PDVSA, 2014, p. 11).

Para climas calientes, generalmente se utiliza la temperatura más baja promedio de un día como temperatura crítica de exposición. En el cantón Zaruma se ha registrado una temperatura mínima promedio de 17,33 °C y una máxima promedio de 32,67 °C (Instituto Nacional De Meteorología e Hidrología, 2017).

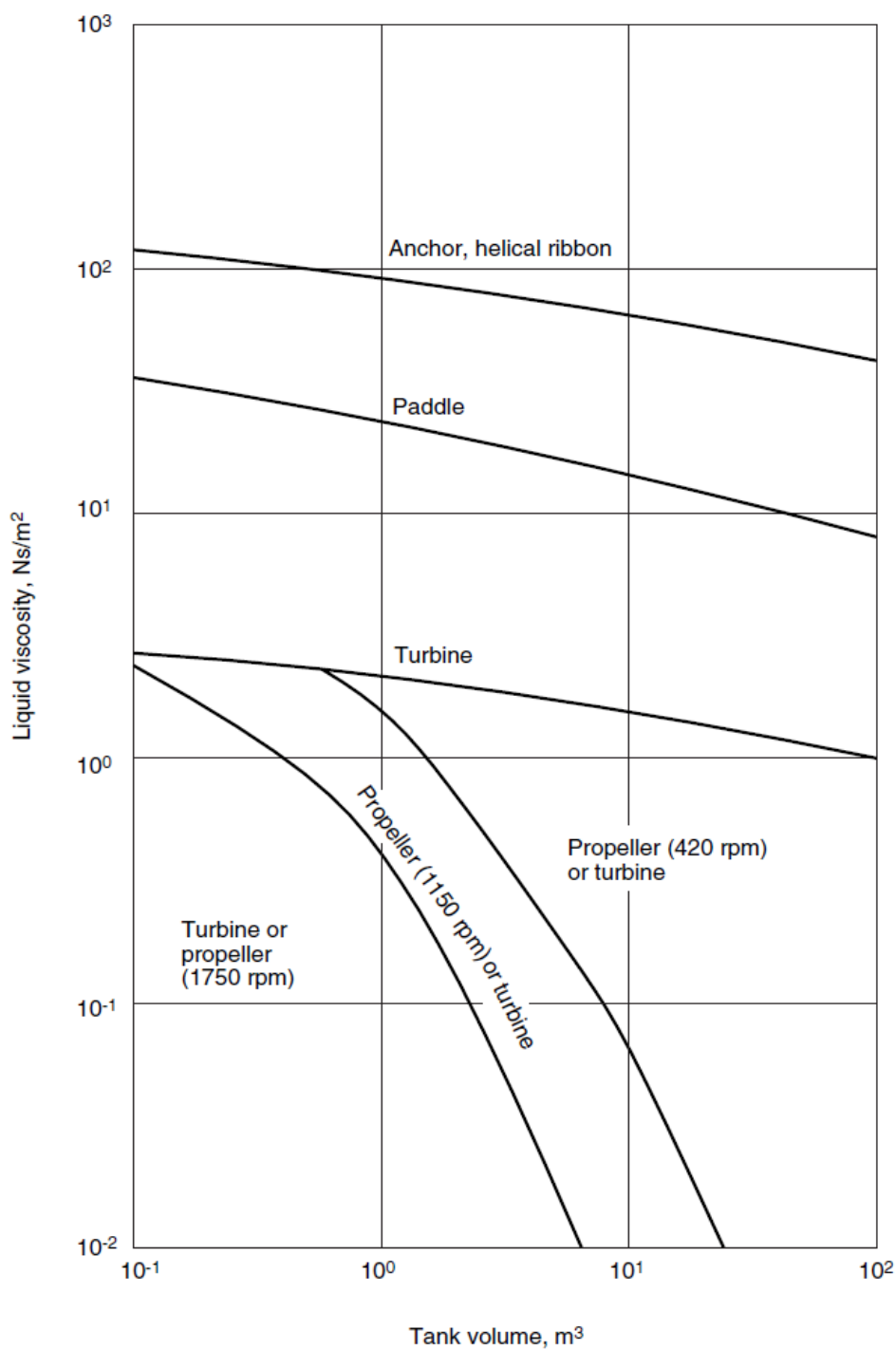
En la Tabla AXI.2 se presentan las temperaturas de operación máxima, crítica de exposición y de diseño establecidas para los equipos principales y auxiliares en cada etapa de la planta de tratamiento de efluentes cianurados.

**Tabla AXI.2.** Temperaturas de operación máxima, críticas de exposición y de diseño para los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Equipo		TCE (°C)	T <sub>operación</sub> (°C)	T <sub>diseño</sub> (°C)
Principales	Tanque de estabilización de pH	--	50,00	50,00
	Tanque de clarificación primaria	17,33	49,93	49,93
	Reactor de ozonización y oxidación 1, 2 y 3	17,33	49,93	59,93
	Tanque de clarificación secundaria	17,33	49,91	49,91
	Filtro en medio granular	17,33	49,61	49,61
	Intercambiador de calor	17,33	35,00	185,00
Auxiliares	Tanque de preparación de cal	17,33	50,00	60,00
	Tanque de almacenamiento de cal	17,33	25,00	35,00
	Tanque de almacenamiento de H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	17,33	25,00	35,00

## ANEXO AXII

## GUÍA DE SELECCIÓN DE AGITADORES



**Figura AXII.1.** Guía de selección de agitadores en función de la capacidad de operación del tanque

(Sinnott, 2005, p. 472)

## ANEXO AXIII

## NOMOGRAMA PARA LA DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO NOMINAL DE UN RECIPIENTE A PRESIÓN

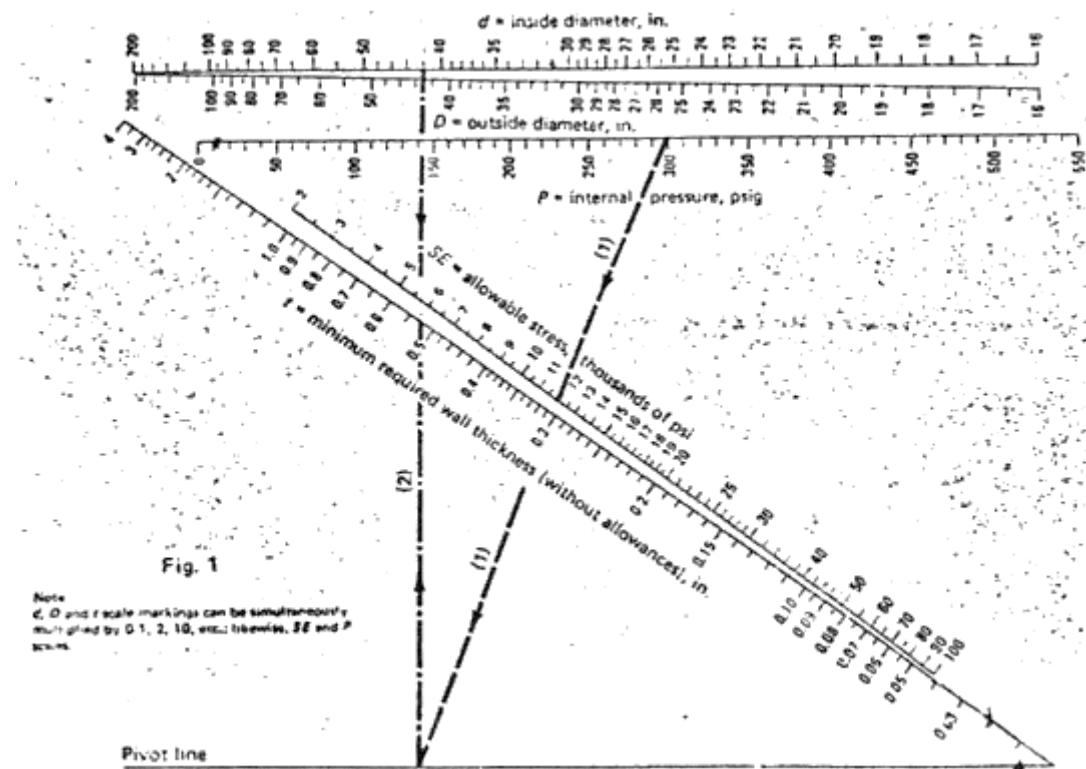


Figura AXIII.1. Nomograma para la determinación del diámetro nominal de un recipiente a presión  
 (Far y Jawad, 2010, p. 285)



## ANEXO AXIV

## DIAGRAMA DE MOODY

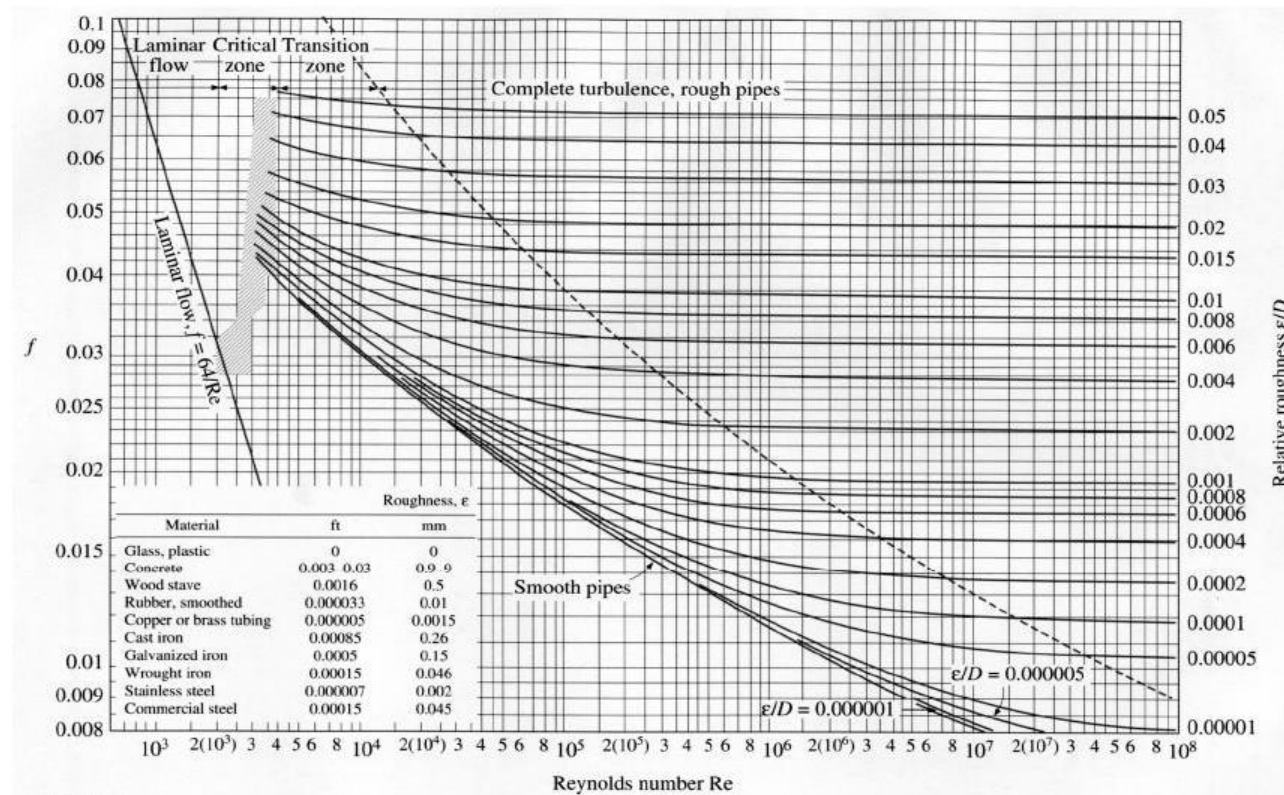


Figura AXIV.1. Diagrama de Moody  
(Streeter et al., 2000, p. 293)

## ANEXO AXV

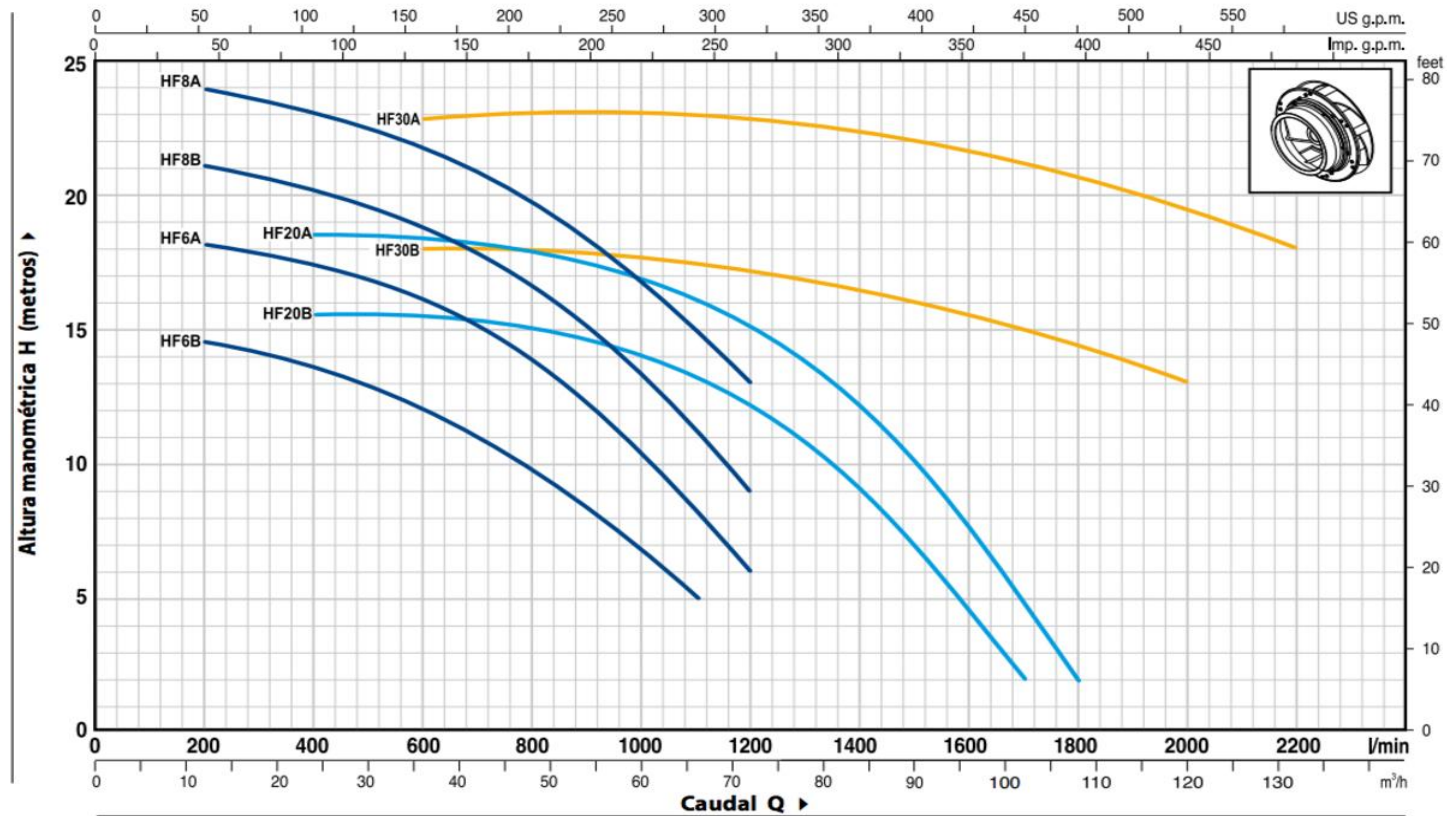
## CAPACIDADES NOMINALES ESTÁNDAR PARA TANQUES CILÍNDRICOS VERTICALES

Height	Tank diameter(m)																Tank dia	
	3	4	6	8	10	12.5	15	17.5	20	22.5	25	27.5	30	33	36	39	42	45
	Nominal capacities																	
	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup>	Nominal m <sup>3</sup>
1	7	12	28	50	78	122	176	240	314	397	490	593	706	855	1017	1194	1385	1590
2	14	25	56	100	157	245	353	481	628	795	981	1187	1413	1710	2035	2389	2770	3180
3	21	37	84	150	235	358	530	721	942	1192	1472	1781	2120	2565	3053	3583	4156	4771
4	28	50	113	201	314	490	706	962	1256	1590	1963	2375	2827	3421	4071	4778	5541	6361
5	35	62	141	251	392	613	883	1202	1570	1988	2454	2969	3534	4276	5089	5972	6927	7952
6	42	75	160	301	471	736	1060	1443	1884	2385	2945	3563	4241	5131	6107	7167	8312	9542
7		87	197	351	549	859	1237	1683	2199	2783	3436	4157	4048	5987	7125	8362	9669	11133
8		100	226	402	628	981	1413	1924	2513	3180	3926	4751	5654	6842	8142	9556	11083	12723
9			254	452	706	1104	1500	2164	2827	3578	4417	5345	6301	7697	9160	10751	12468	14313
10			282	502	785	1227	1767	2405	3141	3976	4908	5939	7068	8552	10178	11945	13854	15904
11				552	863	1349	1943	2645	3455	4373	5399	6533	7775	9408	11169	13140	15239	17494
12				603	942	1427	2120	2886	3769	4771	5890	7127	8482	10293	12214	14335	16625	19085
13					1021	1505	2297	3126	4084	5168	6381	7721	9189	11118	13232	15599	18010	20675
14					1099	1718	2474	3367	4398	5566	6872	8315	9096	11074	14250	16724	19396	22266
15					1178	1840	2650	3607	4712	5964	7363	8009	10602	12829	15268	17918	20781	23856
16					1256	1963	2827	3848	5026	6361	7856	9503	11209	13684	16285	19113	22167	25446
17						2080	3004	4088	5340	6759	8311	10097	12016	14540	17303	20308	23562	27037
18						2208	3180	4329	5654	7156	8835	10691	12723	15395	18321	21502	24937	28627
19						2331	3357	4570	5969	7554	9326	11285	13430	16250	19339	22697	26323	30218
20						2454	3534	4810	6283	7952	9817	11879	14137	17105	20357	23801	27708	31808
21							3711	5051	6597	8349	10008	12473	14844	17961	21375	25086	29094	33399
22							3887	5291	6911	8747	10799	13067	15550	18816	22393	26280	30479	34989
23							4004	5532	7225	9144	11290	13661	16257	19671	23411	27475	31865	36579
24							4241	5772	7539	9542	11780	14254	16964	20527	24428	28670	33250	38170
25							4417	6013	7853	9940	12271	14848	17671	21382	25449	29864	34636	39700

Figura AXV.1. Capacidades nominales para tanques de almacenamiento atmosférico según el código API 650 (API, 2013a, p. A-2)

## ANEXO AXVI

## CURVA DE OPERACIÓN PARA UNA BOMBA CENTRÍFUGA



**Figura AXVI.1.** Curva característica de operación para una bomba centrífuga Modelo HF  
(Pedrollo, 2017)

## ANEXO AXVII

### SOFTWARE MATLAB v.2018a - CÓDIGOS

Los parámetros para el desarrollo de la simulación fueron una constante de velocidad de pseudo-primer orden de  $0,877 \text{ min}^{-1}$ , obtenida en un reactor de columna a escala de laboratorio con difusores de poros finos, temperatura constante, concentración inicial de cianuro de 172,17 ppm y capacidad de flujo de  $262,05 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ .

En cuanto a restricciones en el dimensionamiento se estableció una relación constante de altura - diámetro igual a 5 (Kantarci et al, 2005, p. 2264). Asimismo, las dimensiones de el/los contactor/es y el número de reactores se limitó para una concentración de cianuro final de 0,1 ppm (valor máximo de descarga según la regulación ambiental ecuatoriana), con una altura mínima de 5,49 m para asegurar una eficiencia aceptable en la transferencia de masa (Langlais et al, 1991, pp. 328-389).

#### AXVII.1. ANÁLISIS DE UN CSTR

```
clear all
```

```
%Declaración de variables
```

```
C= {'k','b','r','g','y','c','m', [.5 0.0 0.0],[.5 0.5 0.5],[.25 0.25 0.25],'k','b','r','g','y','c','m'};
```

```
%Matriz de colores para diferenciar cada relación H/D en la gráfica
```

```
k=1;
```

```
b=5; %Relación inicial de H/D, valor mínimo para columna burbujeo (Kantarci, 2005, p. 2265)
```

```
c=3; %Paso
```

```
d=30; %Final
```

```
for a=b:c:d %Comando para iterar la relación H/D cada 3 puntos
```

```
%Datos efluente
```

i=1;

Fe=314363.74; %kg d<sup>-1</sup> (aplicado el 1.20 de sobredimensión)

den=1001.90; %kg m<sup>-3</sup>

Ccn(i)=172.17; %ppm (mg L<sup>-1</sup>)

PMcn=26.02; %g mol<sup>-1</sup>

%Datos de cinética de reacción

kapp=0.877; %(min<sup>-1</sup>) Constante de reacción aparente de pseudo primer orden

%Cálculos preliminares

Qe=Fe/den; %(m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>) Caudal de entrada del efluente cianurado

Fcn(i)=Qe\*Ccn(i)/(PMcn\*24\*60); %(mol min<sup>-1</sup>) Flujo de salida del efluente tratado

CMcn(i)=Ccn(i)/26; %(mmol L<sup>-1</sup>) Concentración molar del cianuro para un tiempo t

%Dimensiones reactor

H=5.49; %(m) Altura mínima requerido para un sistema de agitación a través de difusores de burbuja fina

D=H/a; %(m) Cálculo del diámetro en función de la altura y relación H/D

V=(pi\*D<sup>2</sup>\*H)/4; %(m<sup>3</sup>)

n(i)=0;

while Ccn(i)>0.1 %(ppm) Restricción de la concentración de cianuro permitida

x(i)=V\*kapp\*CMcn(i)/(Fcn(i)+V\*kapp\*CMcn(i)); %Conversión alcanzada para un valor de CMcn (i)

i=i+1; %Lazo/bucle

Ccn(i)=Ccn(i-1)\*(1-x(i-1));%Determinación de la concentración final de cianuro para un tiempo t con cada variación de H/D

CMcn(i)=Ccn(i)/26.02;

xcstr(i)=1-Ccn(i)/Ccn(1);%Conversión alcanzada para cada reactor en serie de cada variación de H/D

Fcn(i)=Qe\*Ccn(i)/(PMcn\*24\*60); %(mol min<sup>-1</sup>)

n(i)=i-1; %Conversión alcanzada para cada reactor en serie de cada variación de H/D



```
deltaC(i)=Ccn(i-1)-Ccn(i); %Comando para hacer que el tamaño de la matriz
cambie respecto a cada iteración del lazo
```

```
fprintf('Para un H/D= %.2f La conversión es: %.5f L \n',a,xcstr(i))
```

```
end
```

```
fprintf('\n')
```

```
nCSTR(k)=n(i); %Variable para grabar el número de reactores
```

```
Vr(k)=V; % (m3) Volumen de reactores
```

```
hold on
```

```
plot(n,Ccn,'color',C{k}) %Gráfica de la matriz
```

```
k=k+1;
```

```
end
```

```
i=1;
```

```
for a=b:c:d
```

```
legendInfo{i} = ['H/D = ' num2str(a) '; nCSTR= ' num2str(nCSTR(i)) '; Vr= '
num2str(Vr(i))]; %Leyenda en el gráfico
```

```
i=i+1;
```

```
end
```

```
xlabel('Number of CSTRs')
```

```
ylabel('[CN] (ppm)')
```

```
hold on
```

```
l=[0.1 0.1];
```

```
ejex=[0 12];
```

```
plot(ejex,l,'r')
```

```
legend(legendInfo)
```

```
set(legend,'FontName','Arial','FontSize',8) %Fuente de leyenda
```

```
annotation('textbox',[0.48 0.53 0.4 0.05],...
```

```
'String',' [CN] (ppm) máxima permisible','FontName','Arial','FontSize',8);
```

```
hold off
```

## AXVII.2. ANÁLISIS DE UN PFR

clear all

%Datos efluente

i=1;

Fe=314363.74; %(kg d<sup>-1</sup>) (aplicado el 1.20 de sobredimensión)

den=1001.90; %kg m<sup>-3</sup>

Ccn(i)=172.17; %ppm (mg L<sup>-1</sup>)

PMcn=26.02; %g mol<sup>-1</sup>

%Cálculos preliminares

Qe=Fe/den; %(m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>) Caudal de entrada del efluente cianurado

Fcn(i)=Qe\*Ccn(i)/(PMcn\*24\*60); %(mol min<sup>-1</sup>) Flujo de salida del efluente tratado

CMcn(i)=Ccn(i)/26; %(mmol L<sup>-1</sup>) Concentración molar del cianuro para un tiempo t

%Datos de cinética de reacción

kapp=0.877; %(min<sup>-1</sup>) Constante de reacción aparente de pseudo primer orden

%Dimensiones reactor

V(i)=0;

dV=1e-5; %(m<sup>3</sup>) Diferencial del volumen

x(i)=0;

while Ccn(i)>0.1 %(ppm) Restricción de la concentración de cianuro permitida

r=kapp\*CMcn(i);%(mmol L<sup>-1</sup> min<sup>-1</sup>) Ley de velocidad de reacción

x(i+1)=x(i)+(r/Fcn(1))\*dV; %Conversión alcanzada para un valor de CMcn (i)

V(i+1)=V(i)+dV; %Método de Euler

i=i+1; %Lazo/bucle

Ccn(i)=Ccn(1)\*(1-x(i)); %Determinación de la concentración final de cianuro para un tiempo t

CMcn(i)=Ccn(i)/26;

Fcn(i)=Qe\*Ccn(i)/(PMcn\*24\*60); %mol min<sup>-1</sup>

fprintf('La conversión es: %1f L \n',x(i))

```
end
```

```
D=((4*V(i))/(5*pi))^(1/3); %(m) Determinación del diámetro del reactor
```

```
L=5*D; %(m) Longitud del reactor en función del diámetro
```

```
H=4*V/(pi*D^2);
```

```
subplot(2,1,1)
```

```
plot(H,Ccn) %Gráfica de la longitud en función de la concentración de cianuro
```

```
xlabel('Lenght(m)')
```

```
ylabel('[CN] (ppm)')
```

```
subplot(2,1,2)
```

```
plot(H,x) %Gráfica de la conversión alcanzada en función de la longitud del reactor
```

```
xlabel('Lenght (m)')
```

```
ylabel('Conversion')
```



## ANEXO AXVIII

### ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

#### AXVIII.1. ANÁLISIS DE COSTOS DIRECTOS

##### AXVIII.1.1. Costos directos por adquisición y construcción de equipos

De acuerdo con Couper et al. (2012), los costos de construcción de los equipos se determinan mediante la aplicación de ecuaciones correlativas basadas en los parámetros de diseño, factores de instalación y/o curvas de costos (p. 663).

- Tanque de estabilización de pH

Con base en la Figura AXVIII.1, el costo estimado para un tanque atmosférico agitado de 64,56 m<sup>3</sup> (17 054,95 gal) es 39 000,00 USD. A partir de este valor, se determina el costo final del equipo mediante la ecuación AXVIII.1.

$$C = F_M * C_a \quad \text{[AXVIII.1]}$$

Donde:

C: Costo del equipo (USD)

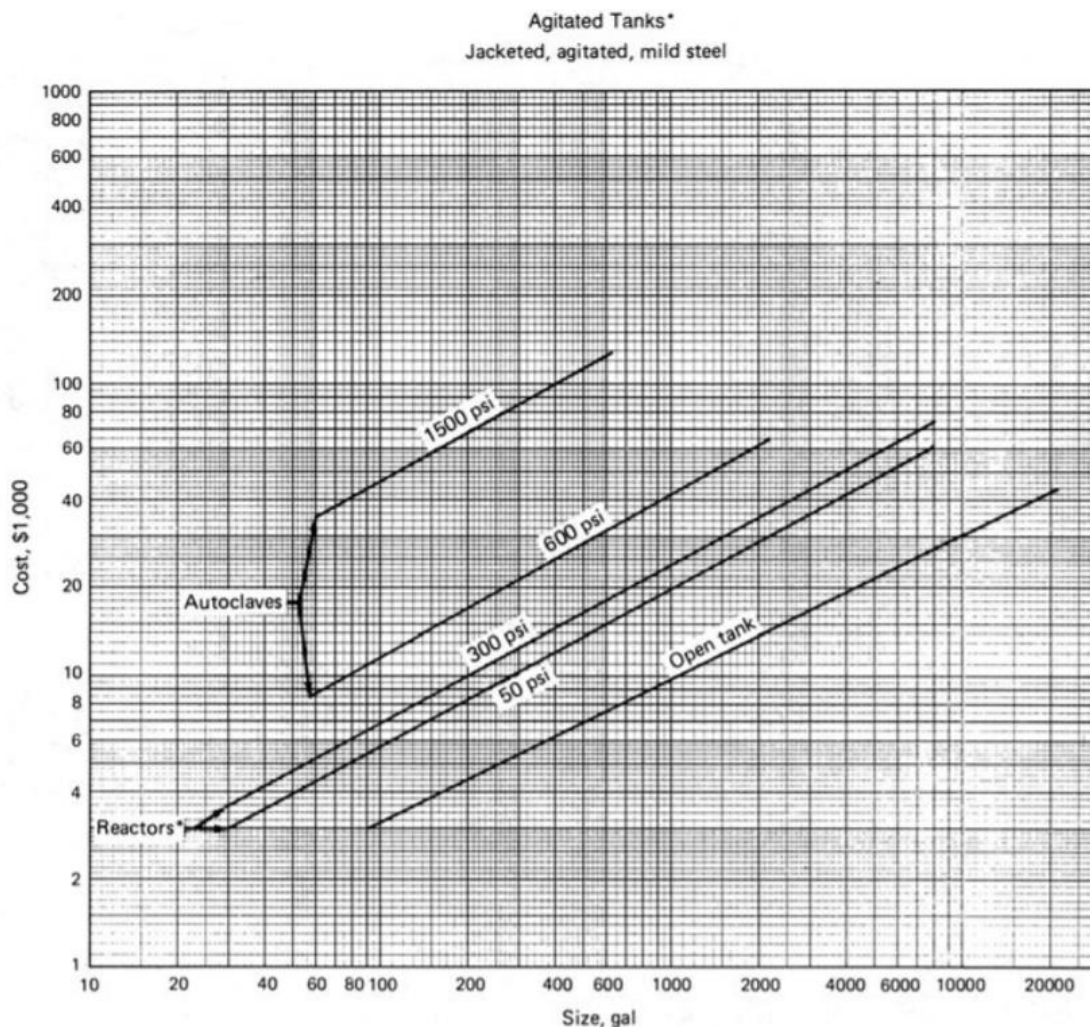
F<sub>M</sub>: Factor de costo según el material de construcción

C<sub>a</sub>: Costo preliminar obtenido de la curva de costos de cada equipo (USD)

El factor de costo para hierro fundido es de 1,9 (Couper et al., 2012, pp. 665). Por ende, al reemplazar los datos en la ecuación AXVIII.1, se tiene:

$$C = 1,9 * 39\ 000,00 \text{ USD}$$

$$C = 74\ 100,00 \text{ USD}$$



**Figura AXVIII.1.** Nomograma para la estimación del costo de un tanque agitado en función de su capacidad  
(Garrett, 2000, p. 305)

Asimismo, a través de la ecuación AXVIII.2 se determina el costo del sistema de agitación integrado para un agitador tipo turbina de 68,40 rpm y 73,07 hp de potencia (Couper et al., 2012, p. 665).

$$C = 1,218 * \exp[a + b * \ln P + c * (\ln P)^2] \quad [\text{AXVIII.2}]$$

Donde:

C: Costo del sistema de agitación (USD)

a, b, c: Constantes según el tipo de material (hierro fundido)

P: Potencia del agitador (hp)

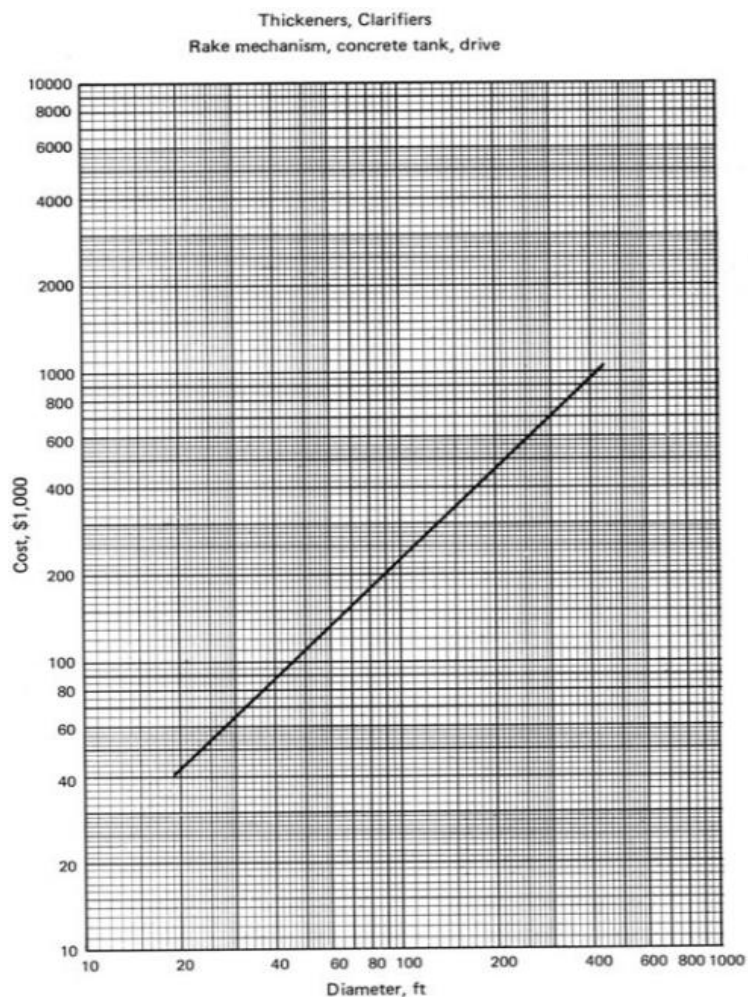
$$C = 1,218 * \exp[8,43 + (-0,088) * \ln(73,07) + (0,1123) * (\ln 73,07)^2]$$

$$C = 30\,263,94 \text{ USD}$$

Al sumar los dos rubros obtenidos, se tiene que el costo del tanque de estabilización de pH es de 104 363,94 USD.

- Sedimentador primario y secundario

Los costos de estos equipos se determinan con base en la Figura AXVIII.2.



**Figura AXVIII.2.** Nomograma para la estimación del costo de un clarificador según su diámetro  
(Garrett, 2000, p. 305)

Para un diámetro de 10,53 ft, el costo aproximado del sedimentador primario es de 21 000,00 USD. Mientras que, para un diámetro de 12,53 ft, el costo del clarificador secundario es 27 500,00 USD. Al reemplazar estos valores en la ecuación AXVIII.1 se establece el costo final por equipo. El factor de costo para fundición de hierro es 1,9 mientras que para el concreto es 0,55 (Garrett, 2000, p. 305).

Por lo tanto, el costo total del sedimentador primario es:

$$C = 1,9 * 21\ 000,00\ \text{USD}$$

$$C = 39\ 900,00\ \text{USD}$$

Asimismo, el costo total del sedimentador secundario equivale a:

$$C = 0,55 * 27\ 500,00\ \text{USD}$$

$$C = 15\ 125,00\ \text{USD}$$

- Reactor de ozonización y oxidación CSTR

Con base en Brown (2006), el costo de reactores y columnas a presión se calcula a partir de las ecuaciones AXVIII.3 y AXVIII.4 (p. 330).

$$C = \left(\frac{M\&S}{280}\right) * (101,9 * D^{1,066} * H^{0,82} * F_c) \quad [\text{AXVIII.3}]$$

$$F_c = F_M * F_p \quad [\text{AXVIII.4}]$$

Donde:

C: Costo del equipo (USD)

M&S: Índice de Marshall & Swift

D: Diámetro del equipo (ft)

H: Altura del equipo (ft)

F<sub>p</sub>: Factor de corrección de presión

$F_M$ : Factor de costo según el material de construcción (2.1 para acero inoxidable 316 L)

El índice M&S promedio para el último trimestre del año 2017 fue de 1 623 para la industria química según los datos reportados por el Departamento de Estadísticas Laborales de Estados Unidos (U.S. Bureau of Labor Statistics, 2018). Por lo tanto, el costo de cada reactor de ozonización y oxidación es:

$$F_c = 2,10 * 1,00$$

$$F_c = 2,10$$

$$C = \left(\frac{1\ 623}{280}\right) * (101,9 * (3,61)^{1,066} * (20,01)^{0,82} * 2,10)$$

$$C = 56\ 869,50\ \text{USD}$$

- Filtro en medio granular

La determinación del costo del filtro se realiza de la misma forma que para tanques a presión atmosférica de fondo plano, pues operan únicamente por gravedad sin la intervención de algún separador mecánico. Sin embargo, se designará un rubro adicional para el medio filtrante (Couper et al., 2012, p. 667).

Por lo tanto, el costo del filtro se calcula mediante la ecuación AXVIII.5 (Couper et al., 2012, p. 725).

$$C = 1,218 * \exp[11,662 - 0,6104 * (\ln V) + 0,04536 * (\ln V)^2] \quad [\text{AXVIII.5}]$$

Donde:

C: Costo del equipo (1 000,00 USD)

V: Capacidad del equipo (gal)

$$C = 1,218 * \exp[11,662 - 0,6104 * (\ln 32\ 197,29) + 0,04536 * (\ln 32\ 197,29)^2]$$

$$C = 33\,203,95 \text{ USD}$$

El factor de costo para el concreto es 0,55. Al reemplazar los datos en la ecuación AXVIII.1, se tiene:

$$C = 0,55 * 33\,203,95 \text{ USD}$$

$$C = 18\,262,17 \text{ USD}$$

Con un estimado de 2 500,00 USD para el medio filtrante, el costo final del equipo es 20 762,17 USD.

Por otro lado, los costos de operación por maquinaria seleccionada se determinan con base en las cotizaciones proporcionadas por empresas locales e internacionales, según sea el caso. De la Tabla AXVIII.1 a la AXVIII.6 se presentan los costos de los equipos importados en función de su clasificación arancelaria, tales como intercambiador de calor, enfriador de aire, generador de ozono, destructor de ozono, mezclador estático en línea y rotámetros.

**Tabla AXVIII.1.** Costo del intercambiador de calor

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	4 500,00
FLETE	1 360,79
Valor CFR	5 860,79
Seguro (0,80 % CFR)	46,89
Valor CIF	5 907,67
Valor AD-VALOREM (20 % CIF)	1 181,53
FODINFA (0,5 % CIF)	29,54
Valor Ex Aduana	7 118,74
Valor ICE	0,00
IVA (12 %)	854,25
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>7 972,99</b>

**Tabla AXVIII.2.** Costo del enfriador de aire

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	4 080,00
FLETE	300,00
Valor CFR	4 380,00
Seguro (0,80 % CFR)	35,04
Valor CIF	4 415,04
Valor AD-VALOREM (20 % CIF)	883,01
FODINFA (0,5 % CIF)	22,08
Valor Ex Aduana	5 320,12
Valor ICE	0,00
IVA (12 %)	638,41
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>5 958,54</b>

**Tabla AXVIII.3.** Costo del generador de ozono

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	110 900,00
FLETE	5 400,00
Valor CFR	116 300,00
Seguro (0,80 % CFR)	930,40
Valor CIF	117 230,40
Valor AD-VALOREM (20 % CIF)	23 446,08
FODINFA (0,5 % CIF)	586,15
Valor Ex Aduana	141 262,63
Valor ICE	0,00
IVA (12 %)	16 951,52
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>158 214,15</b>

**Tabla AXVIII.4.** Costo del rotámetro

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	39,00
FLETE	0,45
Valor CFR	39,45
Seguro (0,80 % CFR)	0,32
Valor CIF	39,77
Valor AD-VALOREM (20 % CIF)	7,95
FODINFA (0,5 % CIF)	0,20
Valor Ex Aduana	47,92
Valor ICE	0,00
IVA (12 %)	5,75
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>53,67</b>

**Tabla AXVIII.5.** Costo del destructor de ozono

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	600,00
FLETE	924,83
Valor CFR	1 524,83
Seguro (0,80 % CFR)	12,20
Valor CIF	1 537,02
Valor AD-VALOREM (20 % CIF)	307,40
FODINFA (0,5 % CIF)	7,69
Valor Ex Aduana	1 852,11
Valor ICE	0,00
IVA (12 %)	222,25
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>2 074,37</b>



**Tabla AXVIII.6.** Costo del mezclador estático en línea

<b>Rubro</b>	<b>Costo (USD)</b>
Valor FOB	450,00
FLETE	300,00
Valor CFR	750,00
Seguro (0,80 % CFR)	6,00
Valor CIF	756,00
Valor AD-VALOREM (20 % CIF)	151,20
FODINFA (0,5 % CIF)	3,78
Valor Ex Aduana	910,98
Valor ICE	0,00
IVA (12 %)	109,32
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>1 020,30</b>

Para los equipos adquiridos en el mercado local se aplica únicamente el impuesto al valor agregado (IVA). En la Tabla AXVIII.7 se presentan los costos de los equipos nacionales.

**Tabla AXVIII.7.** Costo de los equipos adquiridos en el mercado local

<b>Equipo</b>	<b>Precio (USD)</b>	<b>IVA (12 %) (USD)</b>	<b>Costo (USD)</b>
Filtro de aire	45,00	5,40	50,40
Compresor de aire	230,00	27,60	257,60
Secador refrigerante	958,00	114,96	1 072,96
Secador desecante refrigerativo	1 081,23	129,75	1 210,98
Bomba dosificadora	450,00	54,00	504,00
Bomba centrífuga	317,50	38,10	355,60
Bomba de lodos	65,00	7,80	72,80
Difusor de burbuja fina	10,00	1,20	11,20
Elevador	1 500,00	180,00	1 680,00
Transportador de tornillo con tolva	2 200,00	264,00	2 464,00

Una vez establecidos los costos de adquisición y construcción de los equipos principales y auxiliares, se determina el costo de instalación para cada uno de ellos. En la Tabla AXVIII.8 se detalla el costo directo total por maquinaria utilizada en la planta de tratamiento de efluentes cianurados.

**Tabla AXVIII.8.** Costo total de los equipos principales y auxiliares de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Equipo	Unidad	Costo unitario (USD)	Factor de instalación *	Costo Total (USD)
Tanque de estabilización de pH	2	104 363,94	1,8	375 710,18
Clarificador primario	2	39 900,00	1,4	111 720,00
Reactor de oxidación y ozonificación	3	56 869,50	1,7	290 034,45
Clarificador secundario	2	15 125,00	1,4	42 350,00
Filtro en medio granular	2	20 762,17	1,4	58 134,08
Intercambiador de calor	1	7 972,99	2,1	16 743,28
Tanque de almacenamiento	2	10 000,00	1,5	30 000,00
Tanque de preparación de lechada de cal	1	31 129,00	1,8	56 032,20
Filtro de aire	1	50,40	1,4	70,56
Compresor de aire	1	257,60	1,3	334,88
Enfriador de aire	1	5 958,54	2,5	14 896,34
Secador refrigerante	1	1 072,96	1,6	1 716,74
Secador desecante refrigerativo	1	1 210,98	1,6	1 937,57
Generador de ozono	1	158 214,15	1,5	237 321,22
Destructor de ozono	1	2 074,37	1,5	3 111,55
Bomba dosificadora	8	504,00	1,4	5 644,80
Bomba centrífuga	4	355,60	2,0	2 844,80
Bomba de lodos	2	72,80	1,4	203,84
Rotámetro	4	53,67	1,5	322,02
Difusor de burbuja fina	6	11,20	1,5	100,80
Mezclador estático en línea	1	1 020,30	1,5	1 530,45
Elevador	1	1 680,00	1,4	2 352,00
Transportador de tornillo con tolva	1	2 464,00	1,4	3 449,60
<b>Costo directo total por equipos</b>				<b>1 261 561,36</b>

\*(Garrett, 2000, pp. 668-669)

La estimación del costo total para el sistema de tuberías a implementar en la planta de tratamiento se presenta en la Tabla AXVIII.9. Estos rubros se determinaron a partir de catálogos de proveedores nacionales y requerimientos de la planta.

**Tabla AXVIII.9.** Costos por implementación del sistema de tuberías en la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema  $O_3/H_2O_2$

Características		Unidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Tubos de hierro fundido 1 m	1/4" céd. 5	17,00	10,99	186,83
	1/4" céd. 80	39,00	10,99	428,61
	3/8" céd. 10	48,00	10,99	527,52
	1 1/2" céd. 80	7,00	12,47	87,29
	3" céd. 40	17,00	24,94	423,98
	5" céd. 80	20,00	41,56	472,00
Tubos de acero al carbono 1 m	1 1/2" céd. 40	20,00	23,6	47,20
	1 1/2" céd. 80	2,00	23,6	519,31
	3" céd. 80	11,00	47,21	2 517,76
	5" céd. 80	32,00	78,68	472,00
Tubos de acero inoxidable 1 m	1/4" céd. 80	49,00	47,25	2 315,25
	4" céd. 80	29,00	92,00	2 668,00
	5" céd. 80	44,00	92,00	4 048,00
Tubos de aluminio 1 m	1/8" céd. 10	55,00	5,30	291,50
Tubos de PVC 1 m	5" céd. 80	6,00	72,21	433,26
<b>Costo directo total por el sistema de tuberías (USD)</b>				<b>15 797,71</b>

Asimismo, en la Tabla AXVIII.10 se presenta la estimación del costo total por accesorios y válvulas requeridas para el funcionamiento de la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el proceso combinado  $O_3/H_2O_2$ .

**Tabla AXVIII.10.** Costos por implementación de accesorios y válvulas en la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Características		Unidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Accesorios	TEE	10,00	15,99	159,90
	Codo	43,00	22,44	964,92
Válvulas	Bola	82,00	500,00	41 000,00
	Check	11,00	450,00	4 950,00
	Aguja	4,00	150,00	600,00
<b>Costo directo total por accesorios y válvulas (USD)</b>				<b>47 674,82</b>

Por lo tanto, el costo total por instrumentación de la planta de tratamiento de efluentes cianurados es 63 472,53 USD.

#### AXVIII.1.2. Costos directos de operación

Los costos generados por el consumo de energía eléctrica durante el funcionamiento de la planta se establecen en la Tabla AXVIII.11. Según la Agencia de Regulación y Control de Electricidad (2018), la tarifa promedio de energía eléctrica para el sector industrial es de 0,0875 USD kW<sup>-1</sup> h<sup>-1</sup> (p. 15).

**Tabla AXVIII.11.** Estimación de los costos operativos por consumo eléctrico en la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Equipo	Consumo diario (kW-h)	Costo diario (USD)	Costo anual (USD)
Compresor de aire	264,00	23,10	8 431,50
Enfriador de aire	162,00	14,18	5 173,88
Secador refrigerante	13,20	1,16	421,58
Secador desecante	36,00	3,15	1 149,75
Generador de ozono	2 040,00	178,50	65 152,50
Destructor de ozono	18,00	1,58	574,88
Sistema de agitación	653,88	114,43	41 766,59
Sistema de bombeo	66,00	5,78	2 107,88
<b>Costo operativo anual (USD)</b>			<b>124 778,54</b>

Los insumos y materias primas requeridas para la operación de la planta son agua, óxido de calcio y peróxido de hidrógeno al 50 %. En la Tabla AXVIII.12 se detallan los costos de producción con base en la dosificación diaria de los reactivos detallada en el Anexo VI.

**Tabla AXVIII.12.** Estimación de los costos operativos por materiales e insumos para la planta de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

Reactivos/insumos	Cantidad diaria (kg)	Costo/m <sup>3</sup> (USD)	Costo/kg (USD)	Costo diario (USD)	Costo anual (USD)
Agua	2 006,20	0,72	--	1,44	527,23
Óxido de calcio	401,24	--	0,24	96,30	35 148,62
Peróxido de hidrógeno al 50 %	536,88	--	0,73	391,92	143 051,68
<b>Costo operativo anual (USD)</b>					178 727,53

A partir de los costos obtenidos se estima el costo de operación total ( $C_{Op\ total}$ ) a través de la ecuación AXVIII.6. Adicionalmente, la planta de tratamiento de efluentes cianurados incurrirá en un gasto anual de 63 078,07 USD por mantenimiento de equipos (5 % del costo total de inversión en maquinaria).

$$C_{Op\ total} = C_{Op\ (materias\ primas)} + C_{Op\ (consumo\ energético)} + C_{Op\ (mantenimiento)} \quad [AXVIII.6]$$

$$C_{Op\ total} = (178\ 727,53 + 124\ 778,54 + 63\ 078,07) \frac{USD}{año}$$

$$C_{Op\ total} = 366\ 584,14 \frac{USD}{año}$$

## AXVIII.2. ANÁLISIS DE COSTOS INDIRECTOS

La estimación del costo anual por mano de obra se determina con base en los aportes institucionales y beneficios sociales del trabajador según lo referido en la sección 5.2. En la Tabla AXVIII.13 se presentan los costos detallados en función de los principales puestos de trabajo. Los operarios trabajarán en 3 turnos de 8 horas de acuerdo con la minera en estudio.

**Tabla AXVIII.13.** Costos anuales por mano de obra requerida por la plana de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>

<b>Cargo</b>	<b>Salario mensual (USD)</b>	<b>Aporte al IESS mensual (USD)</b>	<b>Fondo de reserva mensual (USD)</b>	<b>Décimo tercer sueldo (USD)</b>	<b>Décimo cuarto sueldo (USD)</b>	<b>Vacaciones anuales (USD)</b>	<b>TOTAL (USD)</b>
Choferes	500,00	55,75	41,65	500,00	386,00	500,00	8 554,80
Operarios	386,00	43,04	32,15	386,00	386,00	386,00	6 692,31
Médico	1 500,00	167,25	124,95	1 500,00	386,00	1 500,00	24 892,40
Ing. Seguridad Industrial	1 400,00	156,10	116,62	1 400,00	386,00	1 400,00	23 258,64
Jefe de planta	1 600,00	178,40	133,28	1 600,00	386,00	1 600,00	26 526,16
<b>Costo total anual (USD)</b>							89 924,31

Según la Ley de Seguridad Social, el aporte por afiliación del trabajador al IESS corresponde al 11,15 % del salario básico (386,00 USD), con fondos de reserva de 8,33 % (IESS, 2018).

### AXVIII.3. ANÁLISIS COSTO-BENEFICO

El Valor Actual Neto (VAN) y la relación costo-beneficio (B/C) del proyecto se determinan con base en las ecuaciones AXVIII.7 y AXVIII.8, respectivamente (Ministerio de Desarrollo Social, 2016, pp. 33-35).

$$VAN_{\text{Social}} = -I_{\text{Inicial}} + \sum_{t=1}^n \frac{BSN}{(1+r)^t} \quad [\text{AXVIII.7}]$$

$$\frac{B}{C} = \frac{VAN_{\text{Social}}}{I_{\text{Inicial}}} \quad [\text{AXVIII.8}]$$

Donde:

$VAN_{\text{Social}}$ : Valor actual neto social (USD)

$I_{\text{Inicial}}$ : Inversión inicial del proyecto (USD)

$t$ : Período de tiempo (años)

$r$ : Tasa social de descuento

$BSN$ : Beneficios sociales netos (USD)

$B/C$ : Relación costo-beneficio

Para una tasa social actual de descuento del 6 % y un BSN de 46 239 952,00 USD (según lo establecido en la sección 5.3.1), el valor actual neto social para un horizonte de evaluación de 10 años es:

$$VAN_{\text{Social}} = -(1\,352\,033,89) + \left( \frac{46\,239\,952,00}{(1+0,06)^1} + \frac{46\,239\,952,00}{(1+0,06)^2} + \dots + \frac{46\,239\,952,00}{(1+0,06)^{10}} \right)$$

$$VAN_{\text{Social}} = 460\,881\,017,98 \text{ USD}$$

A partir del valor de  $VAN_{\text{Social}}$  obtenido se establece la relación B/C mediante la ecuación AXVIII.8.

$$\frac{B}{C} = \frac{460\,881\,017,98 \text{ USD}}{1\,352\,033,89 \text{ USD}}$$

$$\frac{B}{C} = 340,88$$

#### AXVIII.4. DETERMINACIÓN DEL PRECIO DE TRATAMIENTO

Para una descarga de 259,20 m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>, se determina el costo de tratamiento de efluentes cianurados bajo el sistema O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> a través de la ecuación AXVIII.9.

$$C_T = \frac{C_{\text{Operativo}}}{Q} \quad [\text{AXVIII.9}]$$

Donde:

C<sub>T</sub>: Costo del tratamiento (USD m<sup>-3</sup>)

C<sub>operativo</sub>: Costo anual de operación (USD)

Q: Caudal del efluente cianurado (m<sup>3</sup> d<sup>-1</sup>)

Al reemplazar los datos obtenidos en la ecuación AXVIII.9, se tiene un costo de tratamiento de:

$$C_T = \frac{366\,584,14 \frac{\text{USD}}{\text{año}} * \frac{1 \text{ año}}{365 \text{ d}}}{259,20 \frac{\text{m}^3}{\text{d}}}$$

$$C_T = 3,87 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3}$$