

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**“DISEÑO DE UN SISTEMA COMPLEMENTARIO DE
TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS
MEDIANTE LA APLICACIÓN DE UN PROCESO DE OXIDACIÓN
AVANZADA”**

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

ZORAYA NATALI DÁVILA OLALLA

DIRECTOR: ING. PAUL VARGAS JENTZSCH, PhD.

CO-DIRECTOR: ING. MARCELO SALVADOR, MSc.

Quito, marzo 2018

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

DECLARACIÓN

Yo, Zoraya Natali Dávila Olalla, 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.

Zoraya Natali Dávila Olalla

CI: 1725400483

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Zoraya Natali Dávila Olalla bajo mi supervisión.

Ing. Paul Vargas, PhD.

DIRECTOR DEL PROYECTO

Ing. Marcelo Salvador, MSc.

CODIRECTOR DEL PROYECTO

AUSPICIO

El presente proyecto de titulación contó con el auspicio del Proyecto Interno PII-DCN-002-2016: “Estudio de un proceso Fenton modificado con agentes quelantes para el tratamiento complementario de aguas residuales contaminadas con tensoactivos y coliformes, en dos parroquias del Distrito Metropolitano de Quito”, ejecutado en el Departamento de Ciencias Nucleares.

AGRADECIMIENTOS

A Dios y a la vida, por permitirme llegar a este momento y darme la fuerza necesaria para salir adelante pese a las adversidades.

A mí, por no rendirme, por ser valiente, luchar y soñar.

A mis abuelitos, por ser mi guía y soporte, por ser mis compañeros en este camino, mi eterna gratitud y amor. Lo logramos.

A mis padres, por ser mi apoyo y darme su amor pese a la distancia. Gracias por enseñarme unas cuantas cosas de la vida. Les quiero mucho.

A mis hermanos, tíos, primos y familiares, quienes me han visto crecer y han sido parte de este proceso.

A mi director, Dr. Paul Vargas y mi codirector Ing. Marcelo Salvador, por toda su ayuda, paciencia y dedicación para el desarrollo de este trabajo.

A todas las personas que conforman el Departamento de Ciencias Nucleares, especialmente a quienes me dieron su apoyo y la oportunidad de realizar este trabajo: Ing. William Villacís, Ing. Maribel Luna y Dra. Florinella Muñoz; y quienes siempre tuvieron un consejo y me brindaron su amistad durante este tiempo: Christian y Paito.

A todos los profesores que han compartido su conocimiento conmigo a lo largo de la carrera y me han motivado a ejercer esta profesión con pasión y responsabilidad.

A Lis, mi compañera de clase, de trabajo, de momentos buenos y no tan buenos, mi cómplice y consejera; gracias por tu cariño y por haber estado cuando más necesité de alguien.

A mis amigos: Jessy, Cris, Ger, Jessy Ch., Eri y Paty, con quienes tuve la oportunidad de conocer el significado de la amistad y compartir momentos y proyectos inolvidables dentro y fuera de la universidad. Gracias por su cariño y apoyo.

A todas las personas que me han ayudado de alguna manera durante este tiempo, especialmente: Telmito, David, Vane, Leandro y Ronald.

DEDICATORIA

Con amor, para los compañeros de mi vida, mis abuelitos.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

		PÁGINA
1	JUSTIFICACIÓN	1
2	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	3
2.1	Localización de la planta	3
	2.1.1 Macrolocalización	3
	2.1.2 Microlocalización	3
2.2	Etapa de Formación y Acondicionamiento del complejo	5
2.3	Etapa de Reacción	6
2.4	Etapa de Coagulación	7
2.5	Etapa de Sedimentación	7
2.6	Etapa de Neutralización	8
3	CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN	9
4	DISEÑO DE LA PLANTA	28
4.1	Diagramas de bloques BFD y diagramas de flujo PFD	28
	4.1.1 Diagramas de bloques BFD	28
	4.1.2 Diagramas de flujo PFD	30
4.2	Balance de masa	34
4.3	Planificación de la producción	35
4.4	Balance de energía	40
4.5	Disposición en planta (Layout) y planos de elevación (vistas)	42
	4.5.1 Disposición en planta (Layout)	42
	4.5.2 Planos de elevación	45
4.6	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	59
4.7	Dimensionamiento y, especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos)	65
	4.7.1 Dimensionamiento de los equipos propuestos	65
	4.7.2 Especificaciones de los equipos propuestos	67

5	EVALUACIÓN ECONÓMICA	82
5.1	Costos Directos	82
5.2	Costos Indirectos	82
5.3	Costos Operativos	83
5.4	Análisis Costo Beneficio	83
6	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	86
	ANEXOS	96

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Condiciones meteorológicas del barrio Chaquibamba	4
Tabla 3.1.	Valores del espesor mínimo de pared en función del diámetro del tanque	15
Tabla 3.2.	Criterios de diseño de los sedimentadores	18
Tabla 3.3.	Velocidades permisibles de succión y descarga en función al tipo de bomba	23
Tabla 3.4.	Coeficiente de pérdidas de carga para diferentes accesorios	25
Tabla 4.1.	Resultados del balance de masa del sistema complementario de tratamiento	34
Tabla 4.2.	Tiempos de operación de las etapas del sistema complementario de tratamiento	35
Tabla 4.3.	Resultados del balance de energía	40
Tabla 4.4.	Resultados de los requerimientos energéticos de bombas y agitadores	41
Tabla 4.5.	Dimensiones de los equipos propuestos	65
Tabla 4.6.	Especificaciones de los sistemas de bombeo	66
Tabla 4.7.	Hoja de especificación del tanque de formación y acondicionamiento del complejo	68
Tabla 4.8.	Hoja de especificación del tanque de reacción y coagulación	69
Tabla 4.9.	Hoja de especificación del sedimentador	70
Tabla 4.10.	Hoja de especificación del tanque de neutralización	71
Tabla 4.11.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento del efluente	72
Tabla 4.12.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua de proceso	73

Tabla 4.13.	Hoja de especificación del tanque de formación de solución de ácido cítrico	74
Tabla 4.14.	Hoja de especificación del tanque de formación de solución de sulfato ferroso	75
Tabla 4.15.	Hoja de especificación del tanque de formación de solución de hidróxido de sodio	76
Tabla 4.16.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno	77
Tabla 4.17.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico	78
Tabla 4.18.	Hoja de especificación del depósito de almacenamiento de lodos	79
Tabla 4.19.	Hoja de especificación de bombas centrífugas	80
Tabla 4.20.	Hoja de especificación de bombas de desplazamiento positivo	81
Tabla 5.1.	Costos directos del sistema complementario de tratamiento	82
Tabla 5.2.	Costo mensual operativo del sistema complementario de tratamiento	83
Tabla 5.3.	Resumen del análisis costo-beneficio	85
Tabla AI.1.	Medidas individuales y promedio de densidad del efluente a 21°C	97
Tabla AI.2.	Valores de concentración de H ₂ O ₂ y las relaciones molares obtenidas de la investigación de referencia.	98
Tabla AII.1.	Valores de los pK _a y las constantes de disociación del ácido cítrico a 25°C	105
Tabla AII.2.	Valores de concentración y volumen de solución de ácido cítrico y solución de NaOH.	108
Tabla AII.3.	Valores de pH en los respectivos puntos de equivalencia del ácido cítrico	113
Tabla AII.4.	Valores de concentración y volumen del anión bisulfato y solución de NaOH	115

Tabla AII.5.	Valores de los puntos de equivalencia y especies del ácido cítrico y el sulfato ferroso respectivamente	117
Tabla AII.6.	Valores de las variables independientes que intervienen en las Ecuaciones AII.43 y AII.52 respectivamente	127
Tabla AII.7.	Resultados del proceso iterativo para la obtención del volumen de solución de NaOH para el equilibrio del sulfato ferroso para subir el valor de pH de la mezcla a 3,95	133
Tabla AII.8.	Valores de las variables independientes que intervienen en las Ecuaciones AII.67 y AII.72 respectivamente	141
Tabla AII.9.	Valores de los volúmenes de solución de NaOH para la formación y acondicionamiento del complejo	142
Tabla AVI.1.	Resultados del proceso iterativo para la obtención del volumen de solución de H ₂ SO ₄ para bajar el valor de pH de la mezcla a 7	169
Tabla AVII.1.	Cantidad de reactivos por lote y total requeridos en el sistema complementario de tratamiento	171
Tabla AVII.2.	Cantidad de agua por lote y total requerida para la formación de soluciones del sistema complementario de tratamiento	173
Tabla AVIII.1.	Cuadro comparativo Fenton Tradicional (bibliografía) y Fenton Modificado (investigación de referencia)	175
Tabla AIX.1.	Valores de las constantes de la capacidad calorífica del agua	179
Tabla AIX.2.	Valores de las constantes de la capacidad calorífica del ácido sulfúrico	180
Tabla AIX.3.	Resultados de las iteraciones para el cálculo de la temperatura final del sistema	187
Tabla AX.1.	Especificación del tanque de formación y acondicionamiento del complejo	193
Tabla AXI.1.	Especificación del tanque de reacción y coagulación	199

Tabla AXII.1.	Especificación del sedimentador	208
Tabla AXIII.1.	Especificación del tanque de neutralización	214
Tabla AXIV.1.	Dimensiones del tanque de almacenamiento del efluente	216
Tabla AXIV.2.	Especificación del tanque de almacenamiento del efluente	217
Tabla AXV.1.	Dimensiones de los tanques de formación y almacenamiento de soluciones	222
Tabla AXV.2.	Dimensiones del depósito de lodos	223
Tabla AXVI.1.	Dimensiones de los agitadores mecánicos y condiciones de agitación de equipos principales	228
Tabla AXVI.2.	Dimensiones de los agitadores mecánicos de equipos secundarios	229
Tabla AXVI.3.	Densidad en función de la concentración en peso de la solución de sulfato ferroso	231
Tabla AXVI.4.	Valores de las constantes empíricas para el cálculo de la viscosidad de las soluciones de sulfato ferroso, hidróxido de sodio y peróxido de hidrógeno	233
Tabla AXVI.5.	Resultados de fracciones másicas de soluto y agua, viscosidad de soluto y de las soluciones de sulfato ferroso, hidróxido de sodio y peróxido de hidrógeno	234
Tabla AXVI.6.	Valores de densidad, viscosidad y viscosidad cinemática para las soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio	236
Tabla AXVI.7.	Parámetros requeridos para el cálculo de la velocidad crítica del agitador para la formación de las soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio	236
Tabla AXVI.8.	Valores del factor de forma S para la velocidad crítica de agitación	237
Tabla AXVI.9.	Condiciones de agitación en los tanques de soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio	239

Tabla AXVII.1.	Dimensiones de diámetro interno de tuberías comerciales	242
Tabla AXVII.2.	Velocidades y dimensiones de la tubería para la bomba P-201A	243
Tabla AXVII.3.	Valores de longitud de tuberías y número de accesorios para el sistema de impulsión de la bomba P-201A	245
Tabla AXVII.4.	Valores de pérdidas de carga por tuberías y accesorios en el sistema de impulsión de la bomba P-201A	249
Tabla AXVII.5.	Configuración y características del sistema de bombeo	257
Tabla AXVII.6.	Resultados del dimensionamiento de las bombas para la impulsión de fluidos en los sistemas	259
Tabla AXVIII.1.	Valores de volumen de fluido, caudal y tiempos de bombeo	265
Tabla AXVIII.2.	Detalle de los tiempos de las actividades de un lote del sistema complementario de tratamiento	268
Tabla AXVIII.3.	Resumen de los tiempos que conllevan las principales actividades y etapas de un lote del sistema complementario de tratamiento	272
Tabla AXIX.1.	Costos de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento	274
Tabla AXIX.2.	Costos de los equipos secundarios del sistema complementario de tratamiento	275
Tabla AXIX.3.	Costos de agitadores y bombas del sistema complementario de tratamiento	276
Tabla AXIX.4.	Costo total de accesorios del sistema complementario de tratamiento	277
Tabla AXIX.5.	Costo total del sistema de control	279
Tabla AXIX.6.	Costos de construcción e infraestructura	279
Tabla AXIX.7.	Costos de reactivos requeridos para el tratamiento	280
Tabla AXIX.8.	Costos energéticos del sistema complementario de	281

tratamiento.

Tabla AXIX.9.

Costo de requerimiento de agua del sistema
complementario de tratamiento

281

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 2.1	Ubicación del barrio Chaquibamba y de la PTAR	4
Figura 2.2.	Representación del complejo de ácido cítrico con un ion metálico	5
Figura 3.1	Representación de las dimensiones de los tanques de fondo toriesférico	11
Figura 4.1.	Diagrama de bloques del sistema complementario de tratamiento (Área 1)	28
Figura 4.2.	Diagrama de bloques del sistema complementario de tratamiento (Área 2)	29
Figura 4.3.	Diagrama de flujo del sistema complementario de tratamiento (Área 1)	31
Figura 4.4.	Diagrama de flujo del sistema complementario de tratamiento (Área 2)	32
Figura 4.5.	Diagrama de flujo del sistema complementario de tratamiento (Área 2)	33
Figura 4.6.	Diagrama de Gantt de la línea de tratamiento L ₁	38
Figura 4.7.	Diagrama de Gantt de la línea de tratamiento L ₂	39
Figura 4.8.	Disposición general del sistema complementario de tratamiento	44
Figura 4.9.	Plano de elevación general del sistema complementario de tratamiento	46
Figura 4.10.	Plano de elevación del tanque de formación y acondicionamiento del complejo	47
Figura 4.11.	Plano de elevación del tanque de reacción y coagulación	48
Figura 4.12.	Plano de elevación del sedimentador	49
Figura 4.13.	Plano de elevación del tanque de neutralización	50
Figura 4.14.	Plano de elevación del tanque de almacenamiento del efluente	51

Figura 4.15.	Plano de elevación del tanque de almacenamiento de agua	52
Figura 4.16.	Plano de elevación del tanque de formación de solución de ácido cítrico	53
Figura 4.17.	Plano de elevación del tanque de formación de solución de sulfato ferroso	54
Figura 4.18.	Plano de elevación del tanque de formación de solución de hidróxido de sodio	55
Figura 4.19.	Plano de elevación del tanque de almacenamiento de solución de peróxido de hidrógeno	56
Figura 4.20.	Plano de elevación del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico	57
Figura 4.21.	Plano de elevación del depósito de almacenamiento de lodos	58
Figura 4.22.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento (Área 1)	61
Figura 4.23.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento (Área 2)	62
Figura 4.24.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento (Área 2)	63
Figura 4.25.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento (Área 2)	64
Figura AII.1.	Estructura molecular del ácido cítrico	103
Figura AII.2.	Fracciones α_j para las especies del ácido cítrico como una función del pH	105
Figura AII.3.	Fracciones α_j para las especies del sulfato-bisulfato como una función del pH	115
Figura AII.4.	Representación gráfica de las especies iónicas consideradas en el cálculo de la cantidad de NaOH necesaria para acondicionar el complejo	118
Figura AII.5.	Representación de la etapa de formación y acondicionamiento del complejo	143
Figura AIII.1.	Representación de la etapa de reacción: proceso Fenton Modificado	145

Figura AIV.1.	Representación de la etapa de coagulación	147
Figura AIV.2.	Representación de la etapa de las consideraciones de cálculo	150
Figura AIV.3.	Representación de la etapa de las consideraciones de cálculo	153
Figura AV.1.	Representación de la etapa de sedimentación	159
Figura AVI.1.	Representación de la etapa de neutralización	163
Figura AVI.2.	Representación gráfica de las consideraciones de cálculo	164
Figura AIX.1.	Esquema del proceso de neutralización	176
Figura AXII.1.	Representación del sedimentador con sus dimensiones (vista lateral)	201
Figura AXII.2.	Representación del fondo del sedimentador con sus dimensiones (vista lateral)	203
Figura AXV.1.	Vista superior del depósito de lodos con sus dimensiones	224
Figura AXVI.1.	Representación de las dimensiones de un impulsor mecánico	225
Figura AXVII.1.	Diagrama de Moody	244

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Cálculo de las propiedades y cantidades requeridas para el balance de masa	97
ANEXO II	
Balance de masa en la etapa de Formación y acondicionamiento del complejo	103
ANEXO III	
Balance de masa en la etapa de Reacción: Proceso Fenton Modificado	145
ANEXO IV	
Balance de masa en la etapa de Coagulación	147
ANEXO V	
Balance de masa en la etapa de Sedimentación	159
ANEXO VI	
Balance de masa en la etapa de Neutralización	163
ANEXO VII	
Requerimientos de reactivos y agua para el sistema complementario de tratamiento	171
ANEXO VIII	
Balance de energía en la etapa de Reacción: Proceso Fenton Modificado	174
ANEXO IX	
Balance de energía en la etapa de Neutralización	176
ANEXO X	
Diseño del tanque de formación y acondicionamiento del complejo	188
ANEXO XI	
Diseño del tanque de reacción y coagulación	194
ANEXO XII	
Diseño del sedimentador	200
ANEXO XIII	
Diseño del tanque de neutralización	209
ANEXO XIV	
Diseño del tanque de almacenamiento del efluente	215
ANEXO XV	
Dimensionamiento de equipos secundarios	218

ANEXO XVI	
Dimensionamiento de sistemas de agitación	225
ANEXO XVII	
Dimensionamiento de sistemas de bombeo	240
ANEXO XVIII	
Tiempos del proceso	264
ANEXO XIX	
Análisis económico	274
ANEXO XX	
Conclusiones y Recomendaciones	285

1. JUSTIFICACIÓN

Las aguas residuales domésticas constituyen una fuente importante de contaminación en países en desarrollo puesto que contienen una carga orgánica considerable y otros contaminantes, entre ellos, compuestos recalcitrantes. Según la UNESCO (2017), en el Informe Mundial de las Naciones Unidas sobre el Desarrollo de los Recursos Hídricos, desde el año 2015 se mantiene la estimación que más del 80 % de las aguas residuales no son tratadas antes de ser descargadas (p. 9).

En Ecuador, en el Distrito Metropolitano de Quito, el 1 % de las aguas servidas son tratadas y el resto desemboca en ríos (Ministerio del Ambiente, 2017). Esta situación se hace más visible en poblaciones rurales, donde no se cuentan con plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR) y en el caso de tenerlas, estas no son operativas debido a la falta de mantenimiento, y por ende los efluentes contaminados no reciben un tratamiento adecuado.

Este es el caso del barrio Chaquibamba, ubicado en la parroquia Guayllabamba, donde el tratamiento que reciben las aguas residuales domésticas, no es eficiente en la remoción de tensoactivos y coliformes fecales.

Los tensoactivos son sustancias anfifílicas que provienen de productos de limpieza, cosméticos, fármacos y tienen efectos perjudiciales en los ecosistemas pues producen alteraciones en la tensión superficial del agua, disminución de niveles de oxígeno en el agua, además de cambios fisiológicos en los peces (Ikehata y Gamal El-Din, 2004, pp. 327,329).

Por otra parte, los coliformes fecales, son indicadores de contaminación del agua debido a microorganismos fecales y pueden provocar enfermedades en las poblaciones que hacen uso del agua. Además la presencia de coliformes en el agua contribuye al crecimiento de algas lo que disminuye los niveles de oxígeno en el agua (Rock y Rivera, 2014, p. 2; Von Sperling y De Lemos, 2005, pp. 125-126).

En el año 2016, la Empresa Pública Metropolitana de Agua Potable y Saneamiento (EPMAPS) realizó la caracterización del efluente líquido para descarga del barrio Chaquibamba. Entre los resultados destacaron valores promedio de tensoactivos y coliformes de 13,01 mg/L y $126,1 \times 10^6$ UFC/100 mL, respectivamente. Estos valores sobrepasan los límites máximos permisibles que señala la normativa nacional, los cuales son 0,5 mg/L para tensoactivos y 2 000 UFC/100 mL para coliformes (Ministerio de Ambiente, 2015, p. 22).

Ante esta problemática, se planteó la aplicación de un proceso de oxidación avanzada como tratamiento complementario, pues estos procesos han demostrado ser métodos eficientes en el tratamiento de efluentes que contienen dichos contaminantes (Sanz, Lombraña y De Luis, 2013, p. 26). Es así, que se realizó la investigación que es tomada como base para este trabajo (denominada “investigación de referencia”) *“Disminución de tensoactivos y coliformes en aguas residuales domésticas mediante procesos Fenton”*. En dicha investigación al emplear un proceso Fenton Modificado con ácido cítrico y con condiciones de: concentración de H_2O_2 de 56,33 mM, relación molar 1:1:9 de Fe^{2+} :citrato: H_2O_2 , agitación continua, valor de pH de 6 y un tiempo de tratamiento de 15 min; se logró un efluente libre de coliformes fecales, una disminución de tensoactivos del 97 % y reducción de la demanda química de oxígeno en un 89 % respecto a la caracterización del efluente antes del tratamiento (Morillo, 2017, p. 8).

En este sentido, el diseño de un sistema complementario de tratamiento mediante un proceso Fenton modificado con ácido cítrico como agente quelante, representa una alternativa eficiente para lograr la disminución de tensoactivos y coliformes de las aguas residuales domésticas del barrio Chaquibamba. Por consiguiente, la evaluación técnico-económica de su implementación es abordada en el presente trabajo de titulación.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En este trabajo se realizó el diseño de un sistema de tratamiento complementario al existente en la planta de tratamiento de aguas residuales del barrio Chaquibamba.

El diseño del sistema complementario de tratamiento contempló la aplicación de un proceso Fenton Modificado con ácido cítrico como agente quelante; la información para el desarrollo del diseño se obtuvo de datos históricos de la calidad del agua proporcionados por EPMAPS así como de los mejores resultados de la investigación de referencia "*Disminución de Tensoactivos y Coliformes en aguas residuales domésticas mediante procesos Fenton*" dentro del proyecto interno PII-DCN-002-2016 (Morillo, 2017, p. 8).

2.1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

2.1.2. MACROLOCALIZACIÓN

La Planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) se encuentra ubicada en el barrio Chaquibamba de la parroquia Guayllabamba, cantón Quito, provincia de Pichincha, a una altitud de 2298 m.s.n.m. (Google, 2017).

2.1.2. MICROLOCALIZACIÓN

El sistema complementario de tratamiento se ubicará dentro de la planta de tratamiento de aguas residuales del barrio Chaquibamba, cuyas coordenadas geográficas son: latitud -0,05 y longitud -78,31; en la Figura 2.1 se muestra su ubicación (Google, 2017).



Figura 2.1. Ubicación del barrio Chaquibamba y de la PTAR
(Google, 2017)

Las condiciones meteorológicas anuales del sector donde se encuentra el barrio Chaquibamba se reportan en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1. Condiciones meteorológicas del barrio Chaquibamba

Condiciones meteorológicas	Valor
Temperatura ambiental promedio (°C)	18,0
Velocidad del viento (m/s)	2,3
Humedad relativa (%)	68,9
Presión atmosférica (kPa)	83,3
Precipitación de H ₂ O (mm/día)	3,7

(NASA, 2017)

El sistema complementario de tratamiento se diseñó para el caudal máximo (caudal de diseño de la planta existente) cuyo valor es de 112,32 m³/día. El proceso se realiza por lotes en 2 líneas de tratamiento que ocupan un área aproximada de 309 m². Está constituido por 5 etapas: formación y acondicionamiento del complejo, reacción, coagulación, sedimentación y neutralización.

2.2. ETAPA DE FORMACIÓN Y ACONDICIONAMIENTO DEL COMPLEJO

El complejo está formado por un agente quelante y un metal. Un agente quelante o ligando es una molécula que posee electrones no compartidos disponibles, y tiene la capacidad de formar enlaces covalentes con un catión (Skoog, West, Holler y Crouch, 2015, p. 402).

El mecanismo de formación del complejo contempla una serie de reacciones, entre ellas el equilibrio entre el quelante (L) y el ión metálico (Fe^{2+}), como se muestran las Ecuaciones 2.1, 2.2 y 2.3 (Li, Bachas y Bhattacharyya, 2005, p. 760).



En la investigación de referencia, se utilizó ácido cítrico como agente quelante y el ión ferroso (Fe^{2+}) como ión metálico. El complejo cumple la función de mantener a los iones ferrosos solubles en un amplio rango de pH para que la reacción suceda en una fase (reacción homogénea). En la Figura 2.2 se muestra una representación de la formación del complejo ácido cítrico con un catión metálico (Caffarena, Ogasawara, Capitaneo y Pinho, 2008, p. 1).

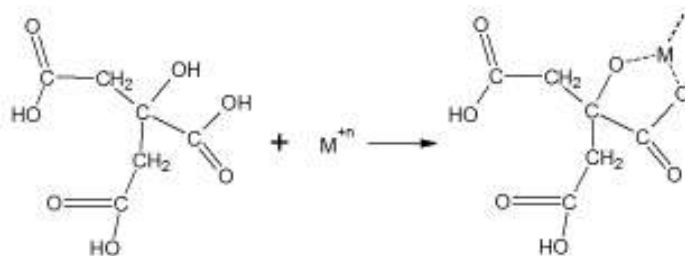


Figura 2.2. Representación del complejo de ácido cítrico con un ión metálico M^{+n} (Caffarena, et al., 2008, p. 1)

Para la formación del complejo, se debe tener una etapa de acondicionamiento que consiste en variar el pH del medio con el fin de que las especies presentes puedan interactuar con el ión metálico, se propicie una mejor quelación y estabilidad del complejo (Li, et al., 2005, p. 761). Por esta razón, se adiciona una solución de hidróxido de sodio (NaOH) 1 M que permita alcanzar valores de pH de 2,8 y 4,5 sucesivamente (Morillo, 2017, p. 8).

La etapa de formación y acondicionamiento del complejo se lleva a cabo en un tanque agitado donde ingresan el ácido cítrico y sulfato ferroso solubilizados. A esta mezcla se adiciona una solución de NaOH para ajustar el valor de pH a 2,8 con un tiempo de mezclado de 30 min. Luego, se tiene una nueva adición de la solución de NaOH, esta vez para alcanzar un valor de pH de 4,5 con un tiempo de mezclado de 30 min.

El control de pH se realiza mediante un sensor e indicador de pH que envía una señal para la apertura o cierre de la válvula de control en la línea que proviene del tanque de solución de NaOH.

2.3. ETAPA DE REACCIÓN

En esta etapa se lleva a cabo el proceso Fenton Modificado, donde los iones ferrosos (Fe^{2+}) al interactuar con el peróxido de hidrógeno (H_2O_2) producen una serie de reacciones que resultan en la generación de radicales hidroxilo ($\cdot\text{OH}$), mismos que permiten la degradación de los contaminantes por oxidación (Kakarla, Andrews, Greenberg y Zervas, 2002, pp. 24, 25).

El proceso Fenton Modificado trabaja en un amplio rango de pH y mejora la eficiencia del tratamiento (Xu, Xin, Huang y Chang, 2011, p. 1873). Para esta etapa, el complejo formado anteriormente se mezcla con el efluente previamente homogenizado y posteriormente con una solución comercial de H_2O_2 (50 % p/p) en un tanque con agitación continua de 130 rpm durante 15 min a un valor de pH de 6 (Morillo, 2017, p. 13).

La etapa de reacción tiene lugar en dos tanques agitados (cada uno es parte de una línea de tratamiento) y cuentan con indicadores de nivel que permiten conocer el nivel del líquido en los tanques.

2.4. ETAPA DE COAGULACIÓN

Para fines del presente trabajo se denomina “etapa de coagulación” a la etapa que permite la separación del hierro del efluente proveniente del proceso Fenton mediante la adición de una solución de base fuerte y el consiguiente aumento en el valor de pH de la solución. En concreto, esta etapa consiste en la adición de una solución de NaOH 1 M al efluente proveniente del proceso Fenton, hasta alcanzar un valor de pH de 12. Se procede de esta manera, porque a medida que aumenta el pH del medio, la solubilidad del hierro decrece incluso en presencia del citrato. Se conoce que la precipitación del hierro comienza a valores de pH >8 (Li, et al., 2005, p. 763).

El objetivo de esta etapa es, no solo la precipitación del hierro presente en el efluente, sino también la eliminación del peróxido residual del proceso Fenton (Arslan y Erdinc, 2006, p. 3411).

La etapa de coagulación se lleva a cabo en los mismos tanques agitados de reacción (cada uno es parte de una línea de tratamiento), y además cuentan con sensores e indicadores de pH que envían una señal para la apertura o cierre de la válvula de control en la línea que proviene del tanque de solución de NaOH.

2.5. ETAPA DE SEDIMENTACIÓN

Una vez terminada la etapa anterior, las partículas coaguladas deben ser separadas del efluente, por acción de la gravedad (Arboleda, 2000, p. 199). Esta etapa se lleva a cabo en dos sedimentadores rectangulares (cada uno es parte de una línea de tratamiento), en los cuales, los sólidos se depositan en el fondo de

estos compartimentos y el efluente clarificado, cuyo valor de pH es 12, se decanta y puede pasar a la siguiente etapa.

2.6. ETAPA DE NEUTRALIZACIÓN

En la etapa de neutralización se lleva a cabo el ajuste del pH del efluente proveniente de la sedimentación mediante la adición de ácido sulfúrico al 98%. Este ácido fue seleccionado por ser un reactivo económico comparado con otros ácidos comerciales y además, de uso común en procesos de neutralización en tratamiento de aguas residuales (Romero, 2002, p. 325).

La neutralización se realiza en dos tanques agitados (cada uno es parte de una línea de tratamiento) y el control de pH se realiza mediante sensores e indicadores de pH que envían una señal para la apertura o cierre de la válvula de control en la línea que proviene del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico al 98 % p/p.

Esta etapa final es necesaria para la posterior descarga del efluente al cuerpo de agua dulce cuyo valor de pH debe estar entre 6 y 9 (Ministerio de Ambiente, 2015, p. 22).

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

Los criterios de diseño para los diferentes equipos del sistema complementario de tratamiento fueron obtenidos con base en referencias bibliográficas, normas y manuales de diseño.

Los volúmenes de operación de los tanques de: formación y acondicionamiento del complejo, reacción-coagulación y neutralización se determinaron con la Ecuación 3.1.

$$V_{op} = \frac{m}{\rho} \quad [3.1]$$

Donde:

V_{op} : volumen de operación (m^3)

m : masa proveniente del balance de masa (kg)

ρ : densidad del líquido (kg/m^3)

Para determinar el volumen nominal de los tanques de mezclado, del tanque de acondicionamiento, de los tanques de almacenamiento, del reactor, del tanque de neutralización y sedimentador se utilizó un factor de seguridad de 20 % como se muestra en la Ecuación 3.2 (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

$$V_{nominal} = V_{op} * 1,2 \quad [3.2]$$

Donde:

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

La temperatura de diseño correspondió a la temperatura de operación del fluido más un factor de seguridad correspondiente a 50 °F expresado en la Ecuación 3.3 (Couper, Penney, Fair y Walas, 2012, p. 668).

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{op}} + 50 \quad [3.3]$$

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: temperatura de diseño (°F)

T_{op} : temperatura de operación (°F)

Los tanques fueron de tipo atmosférico por lo que la presión de diseño se calculó mediante la Ecuación 3.4 y se consideró la presión de operación más un factor de seguridad del 10 % (Couper, et al., 2012, p. 668).

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{op}} * 1,1 \quad [3.4]$$

Donde:

$P_{\text{diseño}}$: presión de diseño (psi)

P_{op} : presión de operación (psi)

La presión de operación consideró la presión hidrostática más la presión atmosférica, mostrada en la Ecuación 3.5, y la presión hidrostática se calculó mediante la Ecuación 3.6.

$$P_{\text{op}} = P_{\text{hidrostática}} + P_{\text{atm}} \quad [3.5]$$

$$P_{\text{hidrostática}} = \rho * g * h \quad [3.6]$$

Donde:

ρ : densidad del líquido (kg/m³)

g : aceleración de la gravedad (9,8 m/s²)

h : altura del líquido (m)

El volumen nominal de los tanques comprende el volumen de la parte cilíndrica y el volumen del fondo calculados de manera separada (Perry, 2001, p.10-171). Se utilizaron las Ecuaciones 3.7, 3.8 y 3.9 para el cálculo de los volúmenes, en la Figura 3.1 se muestra una representación de los tanques y de sus dimensiones.

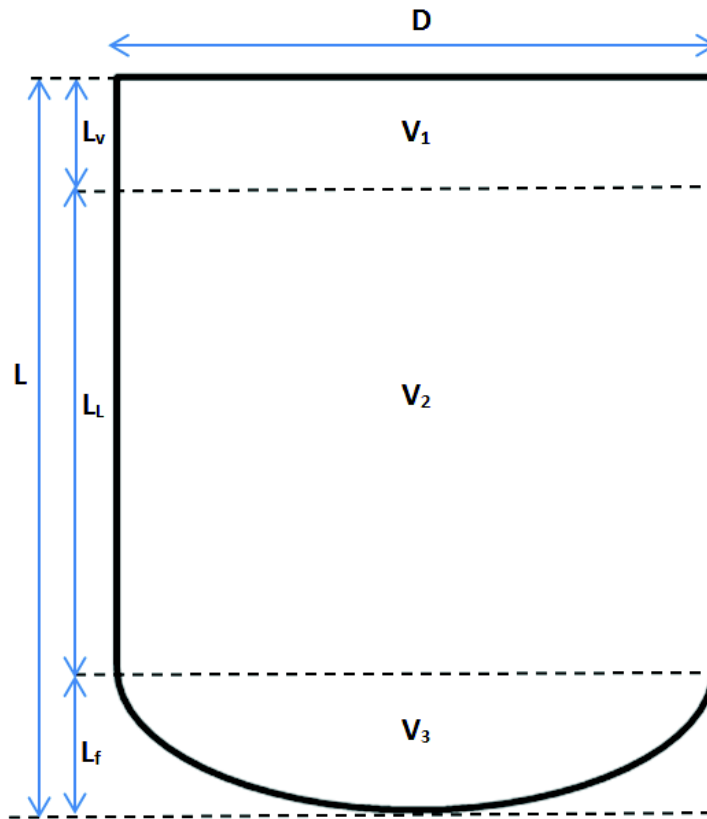


Figura 3.1. Representación de las dimensiones de los tanques de fondo toriesférico

$$V_{\text{nominal}} = V_1 + V_2 + V_3 \quad [3.7]$$

$$V_1 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_v \quad [3.8]$$

$$V_2 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_L \quad [3.9]$$

Donde:

V_1 : volumen libre del tanque (parte cilíndrica) (m^3)

V_2 : volumen ocupado por el líquido (parte cilíndrica) (m^3)

V_3 : volumen de la tapa de fondo de tipo toriesférica (m^3)

L_v : altura del volumen libre del cilindro (m)

L_L : altura del líquido que ocupa del volumen del cilindro (m)

D: diámetro del tanque (m)

El volumen libre del tanque representa comúnmente el 15 % cuando el volumen está por debajo de 500 galones y el 10 % por encima de 500 galones, por lo que el volumen libre se calculó mediante la Ecuación 3.10 (Couper, et al., 2012, p. 655).

$$V_1 = f * V_{\text{nominal}} \quad [3.10]$$

Donde:

f: representa el factor de 15 o 10 % del volumen nominal

Se consideró al fondo de los tanques de formación y acondicionamiento de complejo, reactor, tanque de neutralización y tanques de mezcla como fondo de tipo toriesférico, puesto que es comúnmente utilizada para recipientes hasta presiones operativas de 15 bar (Sinnott, 2005, p. 817). Adicionalmente es adecuada para efectos de descarga, limpieza y agitación.

Para el cálculo del volumen de las tapas se utilizó la Ecuación 3.11 (Tankha, 1981, p. 89).

$$V_3 = 0,416 * D^3 \quad [3.11]$$

Donde:

V_3 : volumen de tapa de tipo toriesférica (gal)

D: diámetro (pie)

Para la altura de las tapas se utilizó la Ecuación 3.12 (Zhang, Sheng y Gao, 2012, p. 197).

$$L_f = 0,193 * D \quad [3.12]$$

Donde:

L_f : altura de la tapa (m)

D: diámetro (m)

La altura total del tanque (L) se calculó con la Ecuación 3.13.

$$L = L_L + L_v + L_f \quad [3.13]$$

Las dimensiones del tanque se determinaron con la relación de L/D de acuerdo al tipo de tanque y a las condiciones de presión y temperatura: para tanques de almacenamiento de tipo atmosférico se usó una relación L/D de 1, mientras que los tanques atmosféricos de proceso cumplieron con una relación L/D de 2 (Moss, 2004, p. 89; Perry, 2001, p. 23-59). En el reactor se cumplió con una relación L/D de 1,2; valor promedio obtenido entre 1,0 a 1,5 (Corripio, 2002, p. 2). Las dimensiones del tanque de neutralización cumplieron con una relación L/D de 1 (Ures, Jácome y Suárez, 2015, p. 5).

El espesor de las paredes de los tanques fue calculado con base en la Ecuación 3.14 mientras que el espesor de las tapas toriesféricas se consideró la Ecuación 3.15 (Couper, et al., 2012, p. 671).

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P} \quad [3.14]$$

Donde:

t: espesor del tanque (pulg)

P: presión interna (psi)

R: radio del tanque (pulg)

S: esfuerzo máximo permisible del material (psi)

E: eficiencia de la soldadura, cuyos valores están entre 0,6 y 1,0

Para el espesor de las tapas toriesféricas:

$$t_{\text{tapa}} = \frac{0,885 * P * L}{S * E - 0,1 * P} \quad [3.15]$$

Donde:

t_{tapa}: espesor del tanque (pulg)

P: presión interna (psi)

L: se usa la aproximación equivalente al diámetro (pulg) (Perry, 2001, p. 10-173)

S: esfuerzo máximo permisible del material (psi)

E: eficiencia de la soldadura, cuyos valores están entre 0,6 y 1,0

Los espesores calculados cumplieron con los espesores mínimos requeridos mostrados en la Tabla 3.1, cuyos valores incluyen un factor de 2 mm debido a la corrosión (Sinnott, 2005, p. 879).

Tabla 3.1. Valores del espesor mínimo de pared en función al diámetro del tanque

Diámetro del tanque (m)	Espesor mínimo (mm)
1,0	5
1,0 a 2,0	7
2,0 a 2,5	9
2,5 a 3,0	10
3,0 a 3,5	12

(Sinnott, 2005, p. 814)

Para el caso del tanque de almacenamiento de efluente se utilizó la Ecuación 3.16 para determinar el espesor de los mismos y se aumentó el valor del espesor calculado por efectos de la corrosión (Sinnott, 2005, p. 879).

$$e_s = \frac{\rho * H_L * g * D_t}{2 * f_t * J * 10^3} \quad [3.16]$$

Donde:

e_s : espesor del tanque (mm)

H_L : profundidad del líquido (m)

ρ : densidad del líquido (kg/m^3)

J : eficiencia de la junta

g : aceleración de la gravedad ($9,81 \text{ m/s}^2$)

f_t : tensión máxima permisible del material del tanque (N/mm^2)

D_t : diámetro del tanque (m)

Como se mencionó previamente, el sistema complementario de tratamiento fue diseñado para operar por lotes por lo que todos los equipos principales tienen un funcionamiento discontinuo.

El tanque de formación y acondicionamiento de complejo fue diseñado con 3 boquillas de entrada que permiten la adición de las soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio, mismas que fueron ubicadas en la parte

superior del tanque. La boquilla de salida se ubicó en el fondo de la tapa toriesférica para permitir una descarga completa del complejo formado.

Los reactores también fueron diseñados para operar por lotes, pues se justifica el uso de este tipo de reactores en procesos a escala pequeña (Sinnott, 2005, p. 7). Cada uno de los tanques de reacción y coagulación fueron diseñados con 4 boquillas de entrada que permiten la adición de: efluente, complejo, solución de H_2O_2 y finalmente solución de NaOH (para la etapa de coagulación) y fueron ubicadas en la parte superior de los tanques. La boquilla de salida fue ubicada en el fondo de la tapa toriesférica para permitir una descarga completa por gravedad de la mezcla resultante que contiene partículas precipitadas.

Tanto para el tanque de formación del complejo como para los tanques de reacción y coagulación, el material de construcción fue plástico reforzado con fibra de vidrio. Al ser un material no metálico, no presenta corrosión electroquímica, por lo que no se ve afectado por los cambios de pH que se presentan en el proceso de formación y acondicionamiento del complejo y de reacción. Esta resina epóxica reforzada con fibra de vidrio es químicamente resistente a los ácidos débiles así como a los álcalis en soluciones débiles (Perry, 2001, p. 28-59). La tensión máxima permisible del material es 250 N/mm^2 (Sinnott, 2005, p. 302).

Cada uno de los tanques de neutralización fue diseñado con 2 boquillas de entrada para la adición del efluente básico proveniente de la etapa de sedimentación y la solución de ácido sulfúrico; y fueron ubicadas en la parte superior de los tanques. La boquilla de salida ubicada en el fondo de la tapa toriesférica, que permite una descarga completa por gravedad del efluente hacia el cuerpo de agua dulce. El material de construcción considerado fue acero inoxidable 304, debido a su resistencia química a ácidos fuertes como el ácido sulfúrico. La tensión máxima permisible del material es 510 N/mm^2 (Sinnott, 2005, p. 812).

El tanque de almacenamiento de efluente fue dimensionado con una boquilla de entrada ubicada a 0,3 m desde el fondo del tanque, y una de salida ubicada por la

parte superior del tanque. Debido a que el tanque se encuentra enterrado, se consideró un *manhole* que permita el acceso de un operador para efectos de mantenimiento. El material de construcción del tanque fue concreto.

Para el proceso de sedimentación se propuso el diseño de sedimentadores rectangulares, pues éstos son comunmente usados en plantas de tratamiento de agua (Arboleda, 2000, p. 249). Los sedimentadores fueron construidos con concreto. Los criterios de diseño de sedimentadores fueron tomados de la guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores de la Organización Panamericana de la Salud (OPS, 2005, pp. 18-21).

La determinación del área superficial de los sedimentadores se realizó mediante la Ecuación 3.17.

$$A_s = \frac{Q}{V_s} \quad [3.17]$$

Donde:

A_s : Área superficial (m^2)

Q: Caudal de operación ($m^3/día$)

V_s : Carga de superficial (m^3/m^2 día)

Dado que el todo el proceso fue diseñado por lotes, el caudal de operación de cada sedimentador fue calculado como la velocidad de descarga desde el reactor y el área transversal de la tubería de descarga, mediante la Ecuación 3.18.

$$Q = v * A \quad [3.18]$$

Donde:

Q: caudal de operación (m^3/s)

v: velocidad de descarga (m/s)

A: área transversal de tubería de descarga (m²)

Con el valor del área superficial, se determinan las dimensiones del sedimentador: largo, ancho y altura, que cumplieron con los rangos permitidos mostrados en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Criterios de diseño de los sedimentadores

Parámetro	Valor
Tiempo de sedimentación (h)	2 – 6
Carga de superficie (m ³ /m ² día)	2 – 10
Altura del sedimentador (m)	1,5 – 2,5
Relación L/B	3 – 6
Relación L/H	5 - 20
Pendiente del fondo del sedimentador	5 - 10 %
Longitud desde la entrada del sedimentador hasta la pantalla difusora (m)	0,7 – 1,0
Velocidad en los orificios (m/s)	Menor a 0,15

(OPS, 2005, pp. 18 - 20)

Los cálculos de la longitud del sedimentador desde la pantalla difusora y la longitud total se realizó mediante las Ecuaciones 3.19 y 3.20.

$$L_2 = \frac{A_s}{B} \quad [3.19]$$

$$L = L_1 + L_2 \quad [3.20]$$

Donde:

L₂ : longitud desde la pantalla difusora hasta la salida del sedimentador (m)

B: ancho del sedimentador (m)

L: longitud total del sedimentador (m)

L₁ : longitud desde la entrada del sedimentador hasta la pantalla difusora (m)

El tiempo de sedimentación se determinó con la Ecuación 3.21.

$$t_s = \frac{A_s * H}{3600 * Q} \quad [3.21]$$

Donde:

t_s : tiempo de sedimentación (h)

H : altura del sedimentador (m)

Q: caudal de operación (m^3/s)

Para el diseño de la pantalla difusora, se utilizaron las Ecuaciones 3.22, 3.23, 3.24, 3.25 y 3.26.

$$A_0 = \frac{Q}{V_0} \quad [3.22]$$

$$n = \frac{A_0}{a_0} \quad [3.23]$$

$$h = H - \frac{2}{5} * H \quad [3.24]$$

$$a_1 = \frac{h}{n_f} \quad [3.25]$$

$$a_2 = \frac{B - a_1 * (n_c - 1)}{2} \quad [3.26]$$

Donde:

A_0 : área total de los orificios (m^2)

Q: caudal de operación (m^3/s)

V_0 : velocidad del flujo a través de los orificios (m/s)

n: número de orificios

a_o : área de cada orificio (m^2)

h : altura de la pantalla difusora (m)

a_1 : espaciamiento entre filas (m)

n_f : número de filas

a_2 : espaciamiento entre columnas (m)

n_c : número de columnas

Los sedimentadores fueron diseñados para que los sólidos se ubiquen en el fondo de los mismos. La descarga de los lodos ubicada dentro del primer tercio del sedimentador, cuenta con una compuerta desde la cual se pueda extraer el lodo producido mediante un sistema de bombeo (OPS, 2005, p. 18).

La conexión de la tubería de salida de los sedimentadores se estableció a una altura mínima de 1 pie por encima del 25 % del nivel equivalente de acumulación de sedimentos (King County, 2017, p. 2).

El sistema de agitación de los equipos principales y secundarios contempló el uso de agitadores de tipo tubina de 6 palas planas en todos los tanques que requieren agitación, además del uso de 4 deflectores para mejorar el proceso de mezcla en sentido vertical (Crites y Tchobanoglous, 2000, p. 265).

Las Ecuaciones 3.27 a 3.31 fueron consideradas para el dimensionamiento de los impulsores (Metcalf y Eddy, 1995, p. 247).

$$d_i = \frac{1}{3} * D_t \quad [3.27]$$

$$q = \frac{1}{5} * d_i \quad [3.28]$$

$$r = \frac{1}{4} * d_i \quad [3.29]$$

$$E = \frac{1}{3} * D_t \quad [3.30]$$

$$s = \frac{1}{4} * D_t \quad [3.31]$$

$$W_b = \frac{1}{10} * D_t \quad [3.31]$$

Donde:

d_i :diámetro del impulsor (m)

D_t : diámetro del tanque (m)

q : ancho de las palas del impulsor (m)

r : longitud de las palas del impulsor (m)

E : altura desde el fondo de la parte cilíndrica del tanque hasta el centro del impulsor (m)

s : diámetro del disco central del impulsor (m)

W_b :ancho del deflector (m)

Para determinar la potencia del agitador, fue necesario conocer el número de Reynolds de mezcla para conocer el régimen en el que se desarrolla el mezclado, y se calculó con la Ecuación 3.32.

$$Re = \frac{n * (d_i)^2 * \rho}{\mu} \quad [3.32]$$

Donde:

Re: número de Reynolds de mezcla

n : velocidad del impulsor (rev/s)

d_i :diámetro del impulsor (m)

ρ : densidad (kg/m³)

μ : viscosidad (kg/m s)

Para conocer la potencia del agitador, se utilizó al Ecuación 3.33, correspondiente a régimen turbulento ($Re > 10\ 000$) (Metcalf y Eddy, 1995, p. 246).

$$P = k * \rho * n^3 * d_i^5 \quad [3.33]$$

Donde:

P: potencia del sistema de agitación (W)

k :coeficiente del impulsor para determinar la potencia en el mezclado cuyo valor es 6,3 (Metcalf y Eddy, 1995, p. 246)

ρ : densidad (kg/m^3)

n: velocidad del impulsor (rev/s)

d_i :diámetro del impulsor (m)

Para el cálculo de la potencia del tanque de almacenamiento del efluente se consideró $6\ \text{W/m}^3$ como un valor promedio del requerimiento de mezcla para agua residual y se multiplicó por la capacidad del tanque (Romero, 2002, p. 316).

El sistema de bombeo requerido para transportar el fluído desde un punto 1 hasta un punto 2, consideró la Ecuación de Bernoulli para conocer la altura de bombeo (H_B), expresada en la Ecuación 3.34 (McCabe, Smith y Harriott, 2002, p. 212).

$$\frac{P_1}{\rho * g} + \frac{v_1^2}{2 * g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\rho * g} + \frac{v_2^2}{2 * g} + z_2 + h_{f\text{total } 1 \rightarrow 2} \quad [3.34]$$

Donde:

P_1 : presión en el punto 1 (Pa)

ρ : densidad del fluído (kg/m^3)

g : valor de la gravedad ($9,8\ \text{m/s}^2$)

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

z_1 : altura en el punto 1 (m)

H_B : Altura total de bombeo (m)

P_2 : presión en el punto 2 (Pa)

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

z_2 : altura en el punto 2 (m)

$h_{f\text{total } 1 \rightarrow 2}$: pérdida de carga total desde el punto 1 a 2 (incluye pérdida de carga por fricción en tuberías y accesorios) (m)

Para determinar las velocidades permisibles se utilizaron los valores de velocidades en la zona de succión y descarga de acuerdo al tipo de bomba, mismos que se muestran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Velocidades permisibles de succión y descarga en función al tipo de bomba

Bomba	Velocidad de succión (m/s)	Velocidad de descarga (m/s)
Reciprocantes	0,3 - 0,6	0,9 - 1,8
Centrifuga	0,6 - 0,9	1,8 - 2,7

(American Petroleum Institute, 1991, p. 21)

Para el cálculo de las pérdidas de carga por fricción en tuberías se utilizó la expresión de Darcy – Weisbach, mostrada en la Ecuación 3.35 (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p. 290).

$$h_f = f * \frac{L_{tb}}{D_{tb}} * \frac{v^2}{2 * g} \quad [3.35]$$

Donde:

h_f : pérdida de carga en la tubería (m)

f : factor de fricción

L_{tb} : longitud de la tubería (m)

D_{tb} : diámetro de la tubería (m)

g : valor de la gravedad (9,8 m/s²)

v : velocidad (m/s)

Se calcularon los valores de rugosidad relativa de la tubería y número de Reynolds mediante las Ecuaciones 3.36 y 3.37 respectivamente. De esta manera se obtuvieron los valores requeridos para utilizar el diagrama de Moody, que es una gráfica que expresa el factor de fricción en función de estos 2 parámetros, y se presenta en el Anexo XVII (Streeter, et al., 2000, pp. 293, 294).

$$\frac{\varepsilon}{D_{tb}} \quad [3.36]$$

$$Re = \frac{v * \rho * D_{tb}}{\mu} \quad [3.37]$$

Donde:

ε : rugosidad absoluta del material de la tubería (mm)

D_{tb} : diámetro de la tubería (m)

Re: número de Reynolds

v: velocidad del fluido (m/s)

ρ : densidad del fluido (kg/m^3)

μ : viscosidad del fluido (kg/ms)

Para determinar la pérdida de carga en accesorios se utilizó la Ecuación 3.38 (Streeter, et al., 2000, p. 301).

$$h_{f \text{ acc}} = k * \frac{v^2}{2 * g} \quad [3.38]$$

Donde:

$h_{f \text{ acc}}$: pérdida de carga en accesorios (m)

k : coeficiente de pérdida de carga en accesorios, cuyo valor depende de cada accesorio y se muestra en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4. Coeficientes de pérdidas de carga para diferentes accesorios

Accesorio	k
Válvula de bola (media vuelta)	10,00
Válvula check completamente abierta	2,50
Válvula de pie*	2,75
Codo en U	2,20
Tee estándar	1,80
Codo estándar	0,90
Pérdida a la entrada de la tubería	0,50
Pérdida a la salida de la tubería	1,00

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

(Losada, 2009, p. 146)*

La potencia hidráulica se determinó con la Ecuación 3.39 (Mott, 2006, p. 207).

$$P_{\text{hidráulica}} = H_B * \gamma * Q \quad [3.39]$$

Donde:

$P_{\text{hidráulica}}$: potencia hidráulica (W)

H_B : altura de bomba (m)

γ : peso específico del fluido (N/m^3)

Q: caudal de operación (m^3/s)

Se utilizó un valor de eficiencia entre 70 a 90 %, por lo que este valor debe considerarse en la potencia hidráulica de la bomba, mediante la Ecuación 3.40 (Mott, 2006, p. 207).

$$P_{h,\text{eff}} = \frac{P_{\text{hidráulica}}}{\text{eficiencia}} \quad [3.40]$$

Se aplicó un factor de seguridad de 10 % para bombas centrífugas como se muestra en la Ecuación 3.41 (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37).

$$P = 1,1 * P_{h,\text{eff}} \quad [3.41]$$

Se determinaron los valores de altura dinámica de la bomba (TDH) y la carga neta de succión positiva disponible (NPSH_D) a partir de las Ecuaciones 3.42 y 3.43. (Mott, 2006, pp. 414,415).

$$TDH = P_d - P_s \quad [3.42]$$

$$NPSH_D = h_{sp} \pm h_s - h_{fs} - h_{vp} \quad [3.43]$$

Donde:

TDH: altura dinámica total de la bomba (psi)

P_d, P_s: presión de descarga y succión (psi)

NPSH_D: cabeza neta de succión positiva disponible (m)

h_{sp}: carga de presión estática sobre el fluido en la succión (m)

h_s: diferencia de elevación desde el nivel del fluido en el tanque hasta la línea de succión (m)

h_{fs}: pérdida de carga en el tubería de succión (m)

h_{vp}: carga de presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo (m)

En cuanto a las válvulas, se emplearon 3 tipos de válvulas: válvula de bola, válvula de retención o tipo *check* y válvula de control de tipo bola.

Al ser un proceso por lotes, se emplearon válvulas de bola, pues esta se abre o se cierra para proporcionar los reactivos hacia los diferentes tanques de sistema complementario de tratamiento y además facilita la descarga de fangos (Perry, 2001, p. 8-99).

Adicionalmente, se utilizaron válvulas de retención o tipo *check* que permiten el paso del fluido en una sola dirección y se cierran cuando la dirección de dicho fluido se invierte (McCabe, et al., 2002, p. 211). Estas válvulas se colocaron en las líneas de descarga, después de las bombas para evitar daños en las mismas.

El coeficiente de descarga se calculó con la Ecuación 3.44. Adicionalmente se aplicó un factor de seguridad del 20 % (Guerra, 2007, pp. 189,190).

$$C_V = 1,169 * K_V \quad [3.44]$$

Donde:

C_V : coeficiente de descarga de la válvula (gpm/psi^{0,5})

K_V : constante característica de la válvula

Para las válvulas de control se determinó el coeficiente de descarga mediante la Ecuación 3.45 (Guerra, 2007, p. 191).

$$C_V = 11,6 * F * \sqrt{\frac{G.S}{\Delta P}} \quad [3.45]$$

Donde:

C_V : coeficiente de descarga de la válvula (gpm/psi^{0,5})

F: flujo (m³/h)

GS: gravedad específica

ΔP : caída de presión (kPa).

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BFD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

4.1.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BFD

En la Figura 4.1 se muestra el diagrama de bloques BFD del Área 1, que corresponde a la formación de soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio requeridas para el proceso que se lleva a cabo en el Área 2 mostrada en la Figura 4.2. Ambas forman el sistema complementario de tratamiento del efluente de la PTAR de Chaquibamba y representan el proceso con base en un lote.

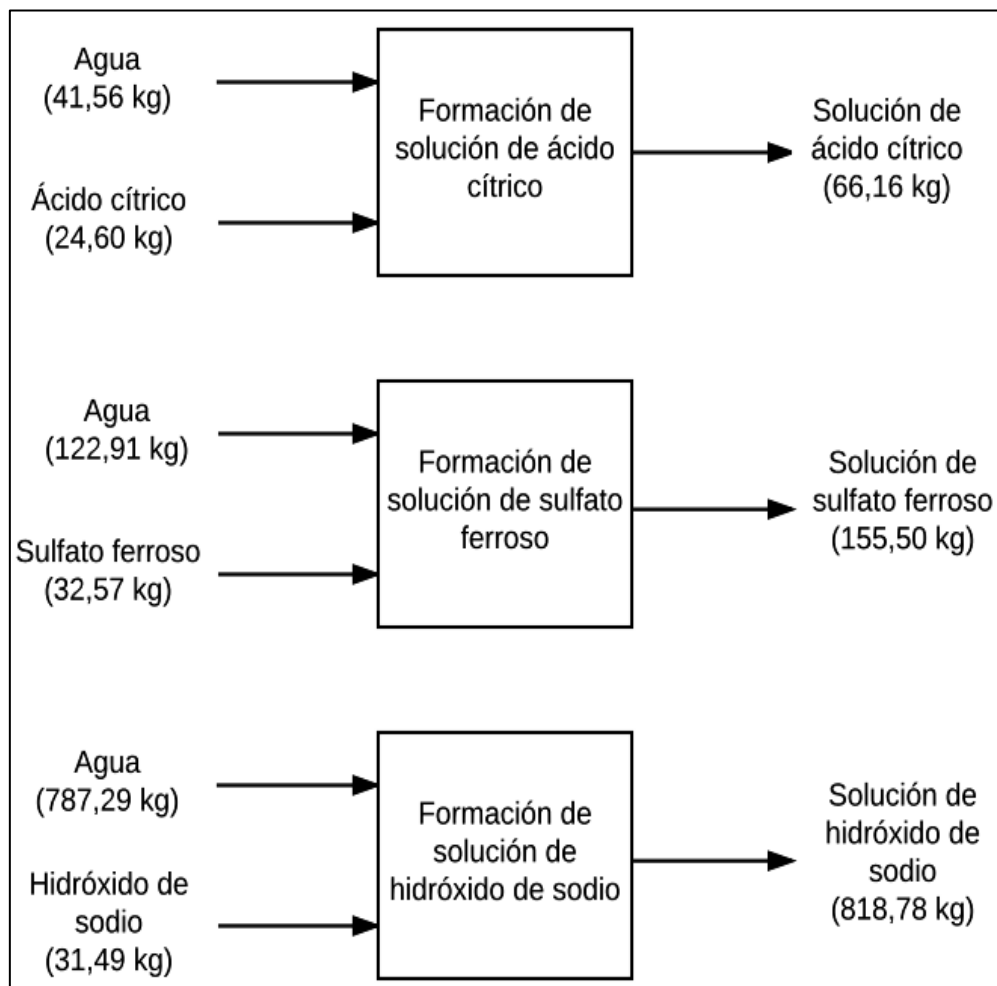


Figura 4.1. Diagrama de bloques del sistema complementario de tratamiento (Área 1)

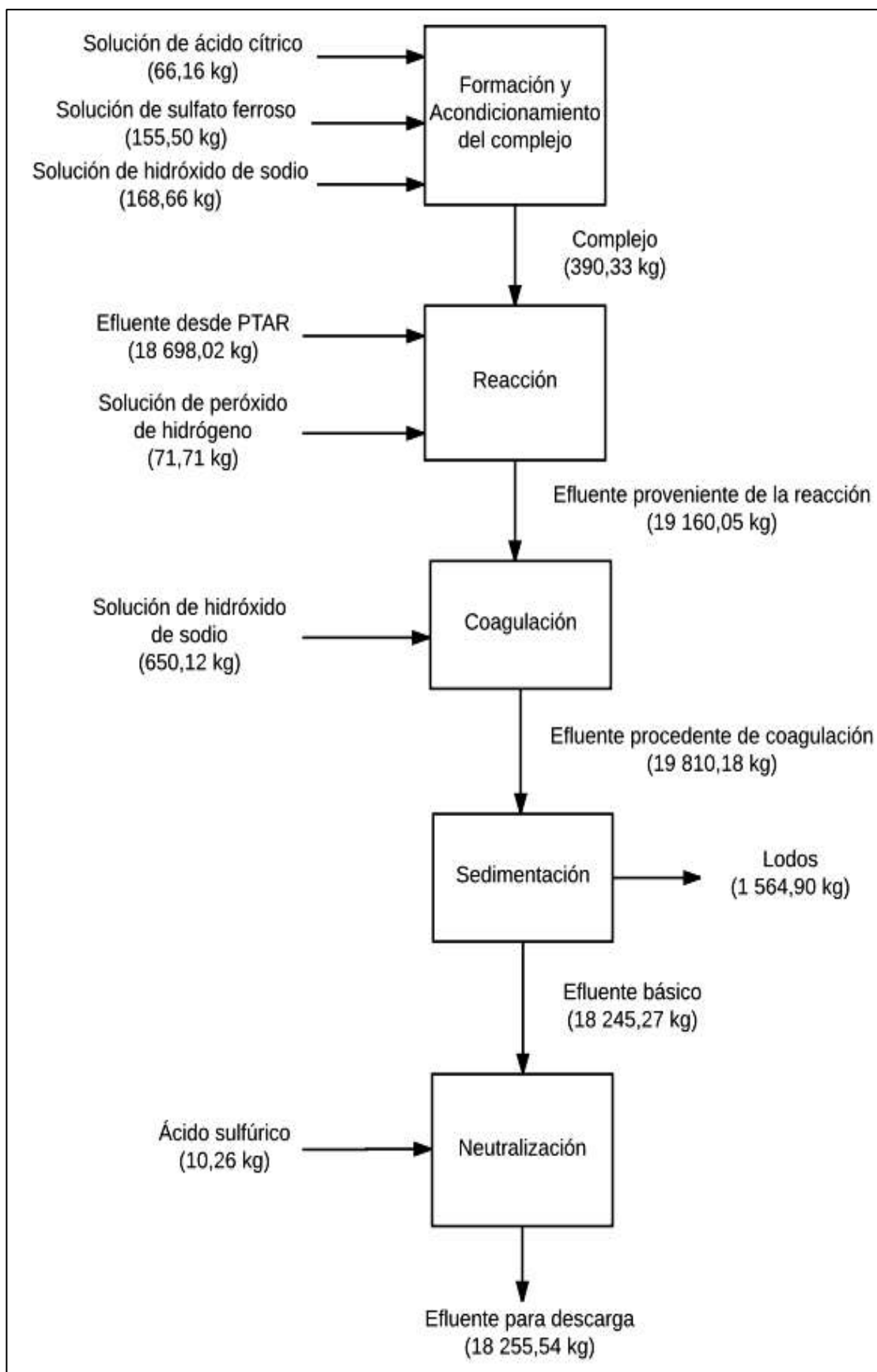


Figura 4.2. Diagrama de bloques del sistema complementario de tratamiento (Área 2)

4.1.2. DIAGRAMA DE FLUJO PFD

Los diagramas de flujo PFD muestran de manera secuencial al proceso implementado en el sistema complementario de tratamiento, así como las condiciones de operación y los balances de masa (Perry, 2001, p. 30-13).

Se han identificado a los equipos de acuerdo al área a la cual pertenecen, y se han asignado números a las líneas que unen a las etapas del proceso en orden creciente y con base en la secuencia del proceso. Éstas representan el ingreso de la materia desde un punto a otro, y la numeración de las líneas cambia cuando existe un cambio de masa, temperatura o presión (PDVSA, 1994, p. 7).

Para el caso del PFD del Área 1 representa la formación de las soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio para un lote mientras que en el PFD del Área 2 se muestran las etapas de formación del complejo, reacción y coagulación.

En los diagramas PFD se muestra el control simplificado del sistema complementario de tratamiento.

En las Figuras 4.3 a 4.5 se presentan los diagramas de flujo del sistema complementario de tratamiento del efluente de la PTAR del barrio Chaquibamba.

P-101A/B

TK-102

P-102 A/B

TK-103

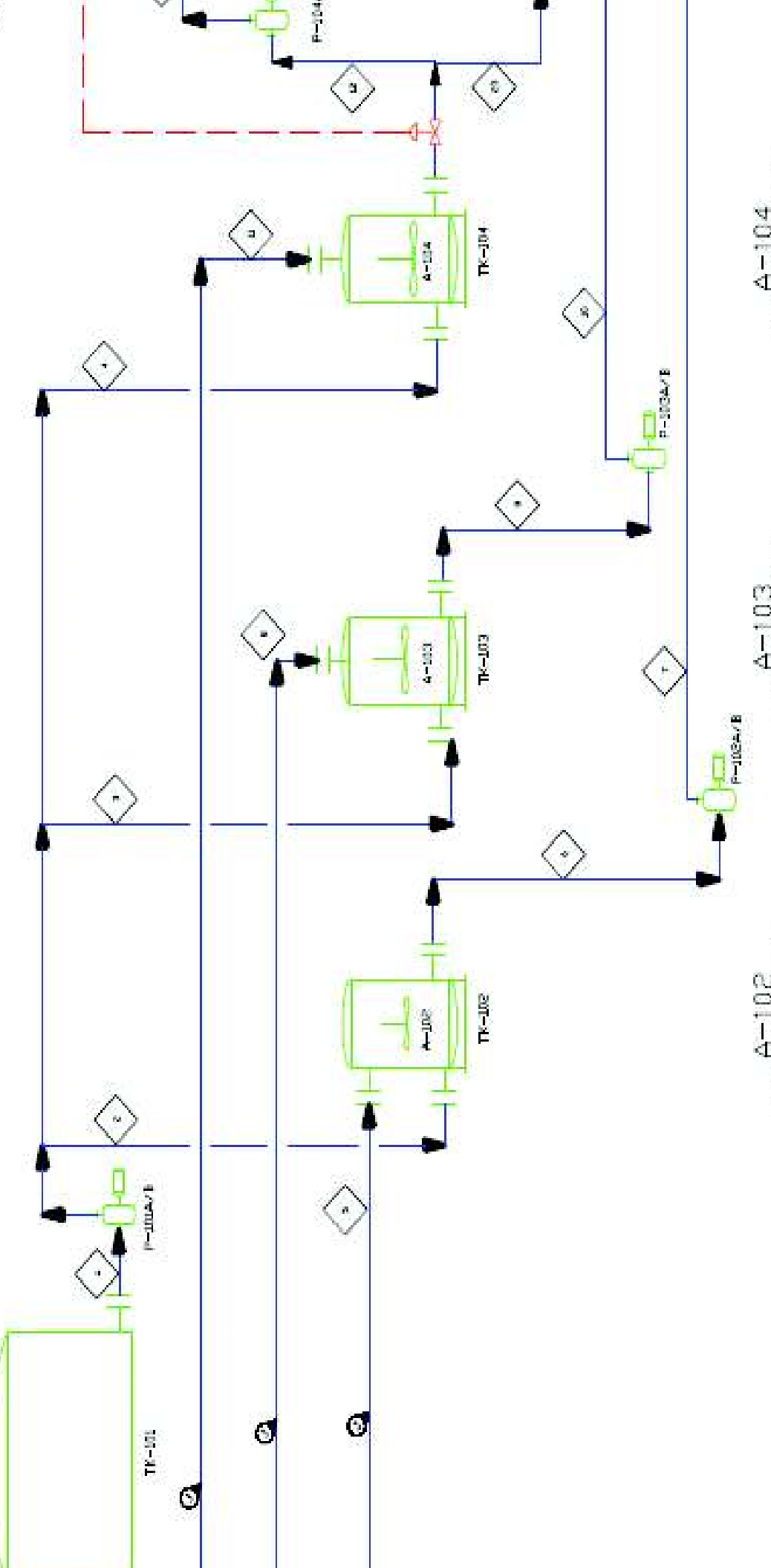
P-103 A/B

TK-104

DE PROCESO BOMBA CENTRIFUGA TANGQUE SOL. Sulfato Ferrroso
D=0.2 m H=0.53 m Potencia=411.95 W
Q=0.0033 m³/s TIH=0.07 psi V nominal=0.05 m³

TANGQUE SOL. Sulfato Ferrroso BOMBA CENTRIFUGA
D=0.45 m H=0.91 m Potencia=675.55 W
Q=0.0033 m³/s TIH=0.58 psi V nominal=0.15 m³

TANGQUE SOL. Hidroxido de Sodio BOMBA CENTRIFUGA
D=1.06 m H=2.13 m Potencia=1189 m³
Q=0.0033 m³/s TIH=1.89 m³



A-102
ACTUADOR TIPO TURBINA
n=941 rpm
D=0.106 m
Potencia=25620 W

A-103
ACTUADOR TIPO TURBINA
n=941 rpm
D=0.152 m
Potencia=41866 W

A-104
ACTUADOR TIPO TURBINA
n=231 rpm
D=0.355 m
Potencia=2100.59 W

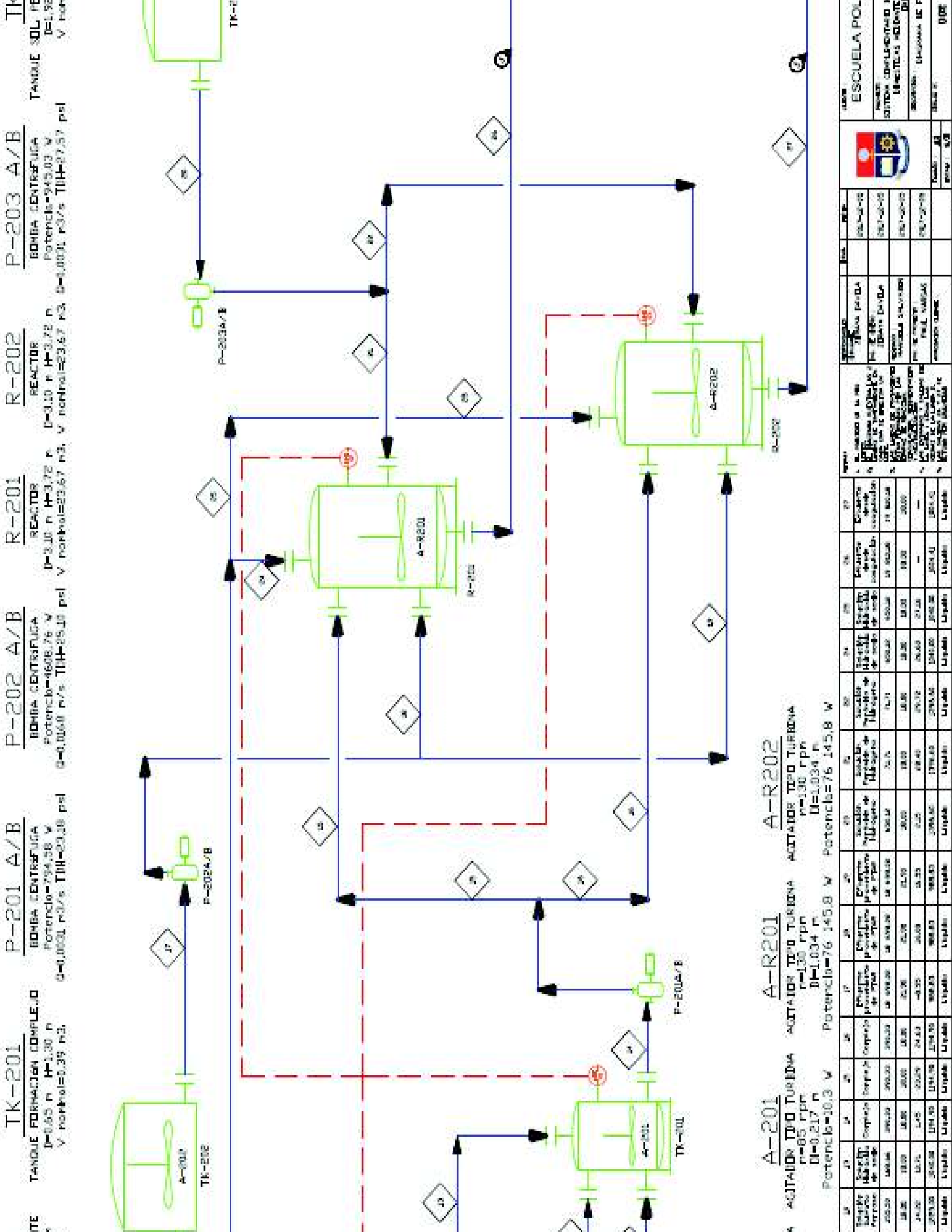
ITEM	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Material	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero	Acero
Descripción	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Unidad	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg	kg
Valor	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00	2000.00

ESCUELA POLITÉCNICA

INSTITUTO VENEZOLANO DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS

LABORATORIO DE MANTENIMIENTO INDUSTRIAL

Fecha: 01/08/17
Página: 5/9



ITEM	TK-201	P-201 A/B	P-202 A/B	R-201	R-202	P-203 A/B	TK-202	A-201	A-R201	A-R202	A-202	TK-203
TANQUE FORMACION COMPLEJO	BOMBA CENTRIFUGA	BOMBA CENTRIFUGA	BOMBA CENTRIFUGA	REACTOR	REACTOR	REACTOR	TANQUE SOL. PE	ACTIVADOR TIPO TURBINA	ACTIVADOR TIPO TURBINA	ACTIVADOR TIPO TURBINA	ACTIVADOR TIPO TURBINA	TANQUE SOL. PE
D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	Potencia=794.58 W D=0.1000 m/s TIH=20.38 psi	Potencia=1608.76 W D=0.1000 m/s TIH=25.19 psi	Potencia=1608.76 W D=0.1000 m/s TIH=25.19 psi	D=3.10 m H=3.72 m V nominal=23.67 m3	D=3.10 m H=3.72 m V nominal=23.67 m3	D=3.10 m H=3.72 m V nominal=23.67 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	n=65 rpm D=0.217 m Potencia=10.3 W	n=130 rpm D=0.034 m Potencia=76.1458 W	n=130 rpm D=0.034 m Potencia=76.1458 W	n=65 rpm D=0.217 m Potencia=10.3 W	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3

ITEM	TK-200	TK-201	TK-202	TK-203	TK-204	TK-205	TK-206	TK-207	TK-208	TK-209	TK-210	TK-211
TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE	TANQUE SOL. PE
D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3	D=0.85 m H=1.30 m V nominal=0.39 m3

S-202

COMPLEMENTADOR
L= 9.31 m
A= 2.50 m
H= 1.50 m

P-205 A/B

BOMBA CENTRIFUGA
Potencia=46.12 W
Q=0.0031 m³/s
TIH=12.7 psi
n=1.085 r/m

P-206 A/B

BOMBA CENTRIFUGA
Potencia=45.24 W
Q=0.0031 m³/s
TIH=13.3 psi
n=1.085 r/m

TK-204

TANQUE DE NEUTRALIZACION
D=0.25 m H=0.25 m
V nominal=21.90 m³

TK-205

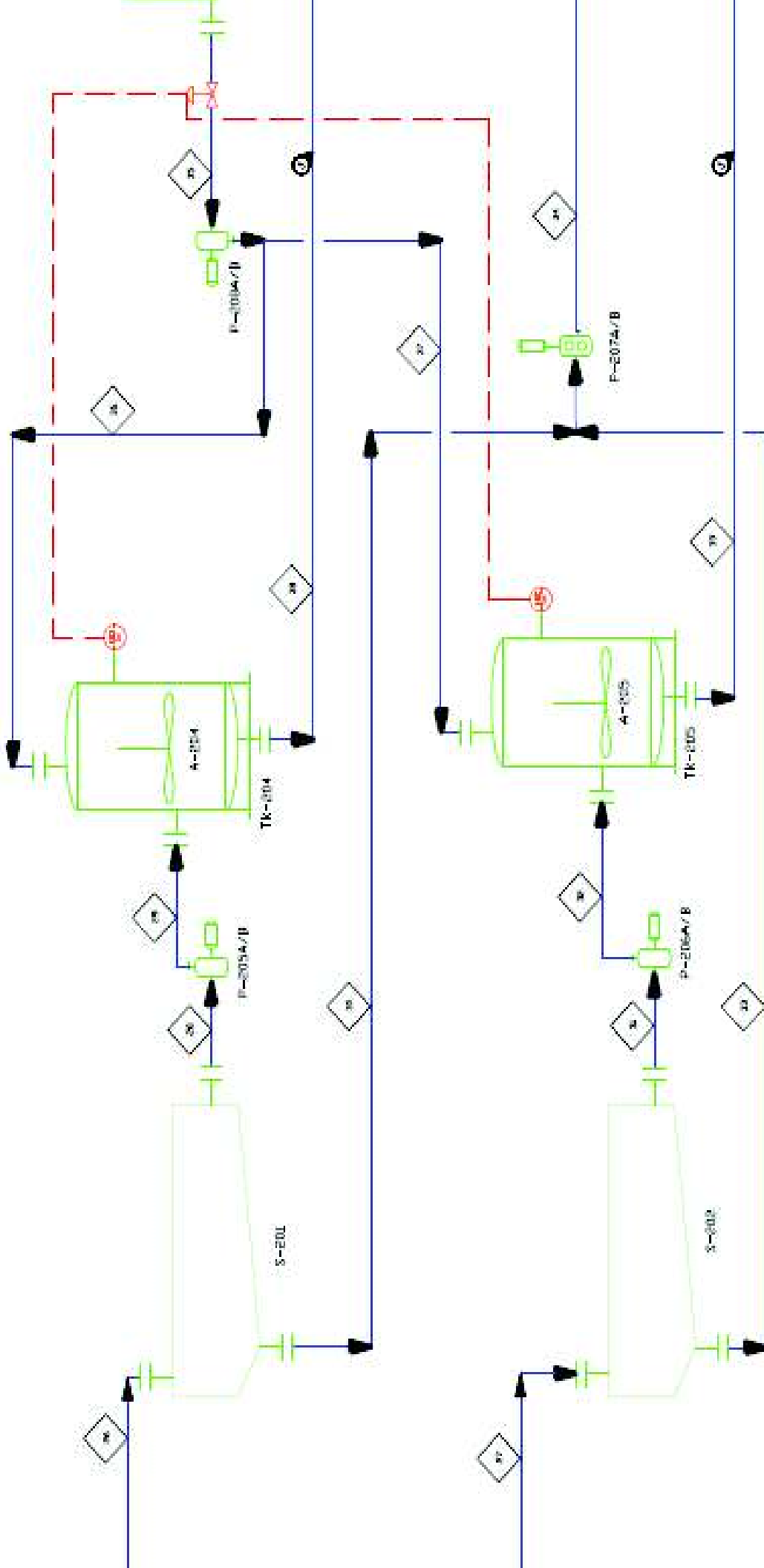
TANQUE DE NEUTRALIZACION
D=0.25 m H=0.25 m
V nominal=21.90 m³

P-207 A/B

BOMBA LINDOS
Potencia=1094.49 W
Q=0.0032 m³/s
TIH=2.81 psi
n=1.085 r/m

P-208 A/B

BOMBA CENTRIFUGA
Potencia=1094.49 W
Q=0.0032 m³/s
TIH=2.81 psi
n=1.085 r/m



A-204

DE TPO TURBINA
n=85 rpm
D=1.085 m
Potencia=26 909.8 W

A-205

AGITADOR TPO TURBINA
n=85 rpm
D=1.085 m
Potencia=26 909.8 W

ITEM	DESCRIPCION	UNIDAD	QUANTIDAD	VALOR UNITARIO	VALOR TOTAL
1	AGITADOR TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
2	DE TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
3	AGITADOR TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
4	DE TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
5	AGITADOR TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
6	DE TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
7	AGITADOR TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
8	DE TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
9	AGITADOR TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8
10	DE TPO TURBINA	Unidad	1	26909.8	26909.8



4.2. BALANCE DE MASA

En la Tabla 4.1 se indican los resultados del balance de masa en cada operación unitaria del sistema complementario de tratamiento, se consideró como base de cálculo a 1 lote. El detalle de los cálculos se muestra en los Anexos I al VI.

Tabla 4.1. Resultados del balance de masa del sistema complementario de tratamiento

Etapa	Condiciones	Especificación	Masa (kg)
Formación de solución de ácido cítrico	Entrada	Agua Ácido cítrico	41,56 24,60
	Salida	Solución de ácido cítrico	66,16
Formación de solución de sulfato ferroso	Entrada	Agua Sulfato ferroso	122,91 32,57
	Salida	Solución de sulfato ferroso	155,50
Formación de solución de hidróxido de sodio	Entrada	Agua Hidróxido de sodio	787,29 31,49
	Salida	Solución de hidróxido de sodio	818,78
Formación y acondicionamiento del complejo	Entrada	Solución de ácido cítrico Solución de sulfato ferroso Solución de hidróxido de sodio	66,16 155,50 168,66
	Salida	Complejo	390,33
Reacción	Entrada	Efluente proveniente de PTAR Complejo Peróxido de hidrógeno (50 % p/p)	18 698,02 390,33 71,71
	Salida	Efluente proveniente de la reacción	19 160,05
Coagulación	Entrada	Efluente proveniente de la reacción Solución de hidróxido de sodio	19 160,05 650,12
	Salida	Efluente procedente de coagulación	19 810,18
Sedimentación	Entrada	Efluente procedente de coagulación	19 810,18
	Salida	Lodos Efluente básico	1 564,90 18 245,27
Neutralización	Entrada	Efluente básico Ácido sulfúrico (98 % p/p)	18 245,27 10,26
	Salida	Efluente para descarga	18 55,54

4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

El sistema complementario de tratamiento del efluente de la PTAR de Chaquibamba, fue diseñado para operar por lotes, un total de 6 lotes diarios. La aplicación de un proceso discontinuo a escala industrial se justifica debido a que la cantidad de efluente a tratar es 112,32 m³/día (4 670 kg/h) misma que es inferior a 5×10^6 kg/h, cantidad considerada para seleccionar el tipo de operación de un proceso (Sinnott, 2005, p. 7).

Dado que la operación es discontinua, se establecieron los tiempos de operación de cada etapa y se consideraron los tiempos de bombeo, carga y descarga, tiempos de mezcla y reacción más un factor de seguridad del 10 %, y la suma de éstos determinó el tiempo de operación de un lote. En el Anexo XVIII, se detalla las consideraciones y cálculos requeridos para determinar los tiempos del proceso, y en la Tabla 4.2 se muestra un resumen de los tiempos de cada etapa.

Tabla 4.2. Tiempos de operación de las etapas del sistema complementario de tratamiento

Etapa	Tiempo total (min)
Almacenamiento efluente (Etapa independiente)	1440,00
Pesaje de reactivos	28,00
Preparación de soluciones	23,00
Formación y acondicionamiento del complejo	74,00
Reacción	45,00
Coagulación	31,00
Sedimentación	180,00
Neutralización	172,00
Tiempo total de tratamiento (min)	553,00
Tiempo total de tratamiento (h)	9,22

El tiempo de tratamiento de un lote resultó ser de 553 min, lo que representa una duración de 9,22 h.

Debido a que se deben procesar 6 lotes de efluente cada día y por operatividad del sistema complementario de tratamiento, se establecieron 2 líneas de tratamiento L_1 y L_2 , que operan de manera independiente y se procesan en total 3 lotes en cada una.

En caso de que se produzca una falla en una línea, se puede utilizar la línea de tratamiento restante y evitar parar el proceso. Adicionalmente, al contar con 2 líneas de tratamiento, el mantenimiento de los equipos se realizará por línea, para dejar a una de ellas operativa.

Cada línea de tratamiento la constituyen las etapas de reacción, coagulación, sedimentación y neutralización; y se procesa un lote con un desfase de tiempo, es decir, se llevan a cabo 2 lotes simultáneamente. Para el desfase de tiempo, se consideró a la etapa de sedimentación como la etapa limitante o “cuello de botella” del sistema complementario de tratamiento, pues para su cumplimiento se requiere el mayor tiempo de todo el proceso como se muestra en la Tabla 4.2.
















A partir de la etapa de sedimentación se organizaron las etapas antecesoras y predecesoras para cada una de las líneas de tratamiento. Por otro lado para establecer el momento en el cual se pone operativa la segunda línea de tratamiento, se consideró la etapa de formación y acondicionamiento del complejo, pues ésta es una sola y funciona para ambas líneas de tratamiento.

Por lo mencionado anteriormente, el procesamiento de los 6 lotes en las 2 líneas de tratamiento resultó tener una duración total de 19 h y 30 min.

Para la operación del sistema complementario de tratamiento se debe contar con 2 operarios provistos por la empresa EPMAPS, los cuales trabajarán por turnos rotativos con una duración de 10 h aproximadamente.

A partir de estos criterios expuestos, se elaboraron dos diagramas de Gantt para las 2 líneas para sistema complementario de tratamiento, mostrados en las Figuras 4.6 y 4.7 respectivamente.

En los diagramas, cada color representa una actividad o etapa:

-  En rojo: el inicio y el final de todo el proceso, hora de inicio 5:00 am (lado izquierdo) y hora de terminación 12:30 pm (lado derecho).
-  En negro: las horas del día, durante las cuales se desarrolla el tratamiento.
-  En café: el pesaje de reactivos.
-  En rosado: la preparación de soluciones.
-  En verde: la etapa formación y acondicionamiento del complejo.
-  En verde intenso (cruz): la descarga del complejo desde el tanque de formación y acondicionamiento del complejo hacia el reactor.
-  En naranja: las etapas de reacción y coagulación.
-  En naranja intenso (punto): la carga de efluente desde el tanque de almacenamiento y la carga del complejo.
-  En naranja intenso (cruz): la descarga del efluente proveniente del tanque de reacción y coagulación hacia el sedimentador.
-  En celeste: la etapa de sedimentación.
-  En azul (punto): la carga del efluente proveniente del tanque de reacción y coagulación hacia el sedimentador.
-  En azul (cruz): la descarga del efluente básico y de los lodos.
-  En violeta: la etapa de neutralización.
-  En violeta intenso (punto): la carga del efluente básico proveniente del sedimentador hacia el tanque de neutralización.
-  En violeta intenso (cruz): la descarga del efluente neutralizado proveniente del tanque de neutralización hacia el cuerpo de agua dulce.

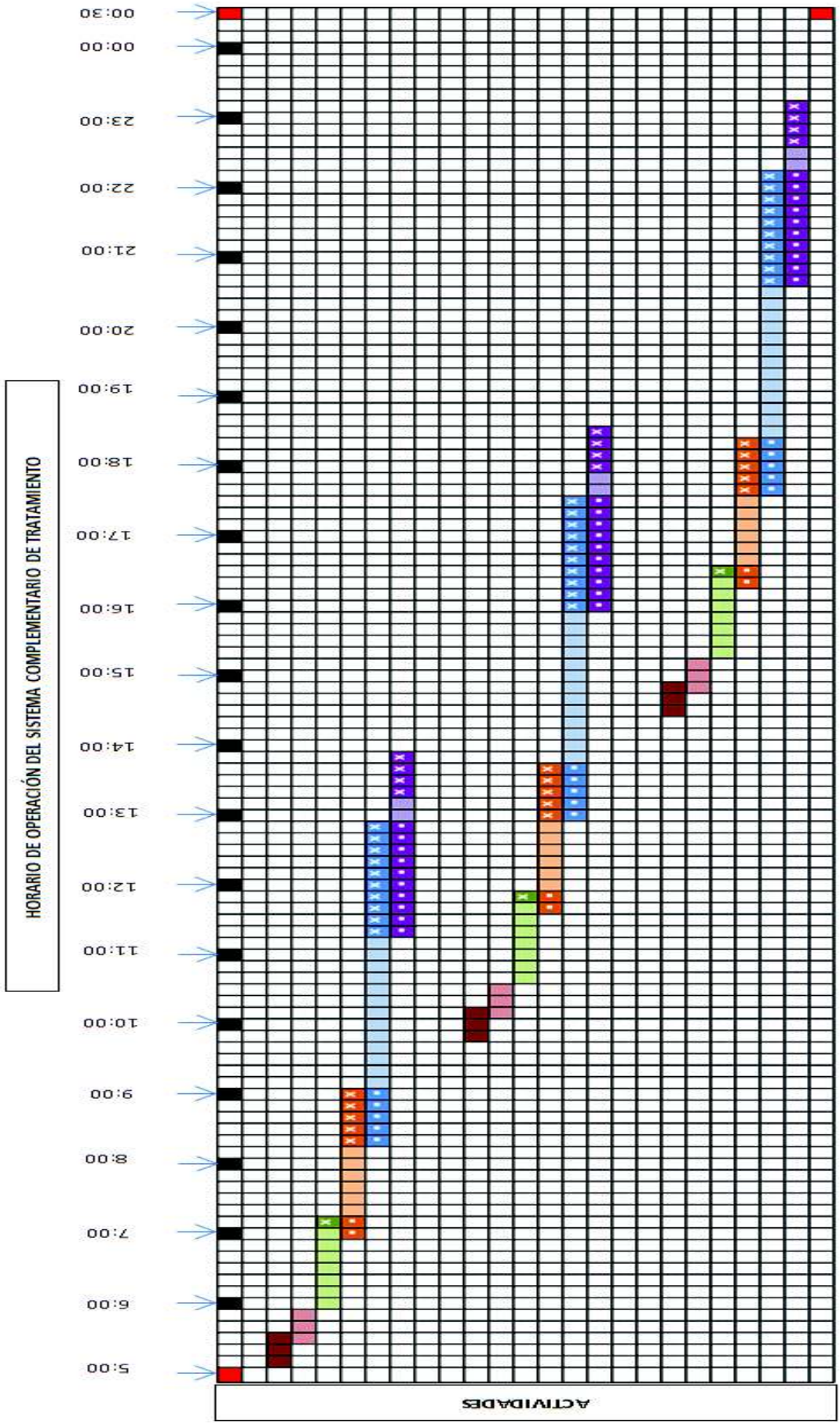


Figura 4.6. Diagrama de Gantt de la línea de tratamiento L₁

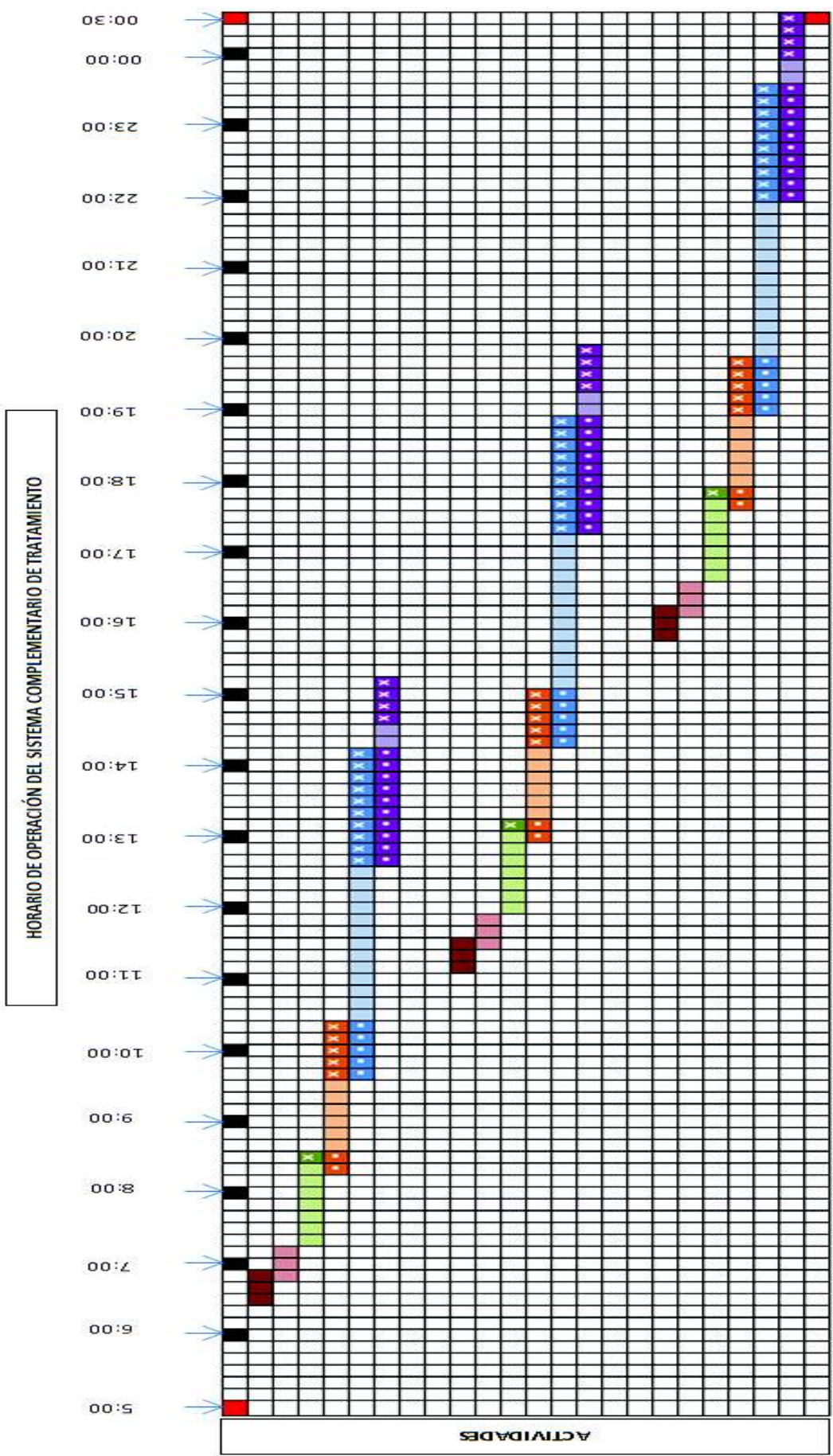


Figura 4.7. Diagrama de Gantt de la línea de tratamiento L₂

4.4. BALANCE DE ENERGÍA

Los resultados del balance de energía del sistema complementario de tratamiento que considera a 1 lote como base de cálculo se muestran en la Tabla 4.3. El detalle de los cálculos se muestra en el Anexos VIII y IX.

Tabla 4.3. Resultados del balance de energía

Etapa	Condiciones	Especificación	T (°C)
Formación solución de ácido cítrico	Entrada	Agua Ácido cítrico	18,0
	Salida	Solución de ácido cítrico	18,0
Formación solución de sulfato ferroso	Entrada	Agua Sulfato ferroso	18,0
	Salida	Solución de sulfato ferroso	18,0
Formación solución de hidróxido de sodio	Entrada	Agua Hidróxido de sodio (1 M)	18,0
	Salida	Solución de hidróxido de sodio	18,0
Formación y acondicionamiento del complejo	Entrada	Solución de ácido Cítrico Solución de sulfato Ferroso Solución de hidróxido de Sodio	18,0
	Salida	Complejo	18,0
Reacción	Entrada	Efluente proveniente de PTAR Complejo Peróxido de Hidrógeno (50 % p/p)	21,9 18,0 18,0
	Salida	Efluente proveniente de la reacción	18,0
Coagulación	Entrada	Efluente proveniente de la reacción Solución de hidróxido de sodio	18,0
	Salida	Efluente procedente de coagulación	18,0
Sedimentación	Entrada	Efluente procedente de coagulación	18,0
	Salida	Lodos Efluente básico	18,0
Neutralización	Entrada	Efluente básico Ácido sulfúrico (98 % p/p)	18,0
	Salida	Efluente para descarga	18,3

Los requerimientos energéticos de agitadores y bombas calculados en los Anexos XVI y XVII se muestran en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Resultados de los requerimientos energéticos de bombas y agitadores

Etapa	Servicio	Equipo	Código de identificación	Potencia (W)
Formación soluciones	Agua	Bomba	P-101 A/B	411,95
	Solución de ácido cítrico	Bomba	P-102 A/B	488,29
		Agitador	A-102	256,20
	Solución de sulfato ferroso	Bomba	P-103 A/B	475,65
		Agitador	A-103	1,66
	Solución de hidróxido de sodio	Bomba	P-104 A/B	326,55
Agitador		A-104	2 100,59	
Reacción-Coagulación	Complejo	Bomba	P-201 A/B	794,58
		Agitador	A-201	10,30
	Efluente desde PTAR	Bomba	P-202 A/B	4 608,76
		Agitador	A-202	810,00
	Peróxido de hidrógeno	Bomba	P-203 A/B	945,03
	Efluente de reacción	Agitador	A-R201 A-R-202	76 145,80
Solución de hidróxido de sodio	Bomba	P-204 A/B	1 068,32	
Sedimentación	Efluente básico	Bomba	P-205 A/B	440,12
	Efluente básico	Bomba	P-206 A/B	460,24
	Lodos	Bomba	P-207 A/B	1 034,49
Neutralización	Ácido sulfúrico	Agitador	A-204 A-205	26 909,80
		Bomba	P-208 A/B	1 909,14

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

4.5.1. DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT)

El sistema complementario de tratamiento fue dispuesto en forma de “U” en un área aproximada de 309 m² como se indicó en el Capítulo 2. El espacio disponible fue dividido en 2 áreas: la primera se denominó Área 1, y comprende el tanque de almacenamiento de agua para el proceso, los tanques requeridos para la formación de las soluciones y una bodega para el almacenamiento de reactivos usados en la formación de soluciones (Bodega 1). La segunda área denominada Área 2, la conforman los equipos principales del sistema complementario de tratamiento, una zona de almacenamiento de lodos, una bodega de almacenamiento de reactivos (Bodega 2).

Como se mencionó anteriormente, el área disponible para el sistema complementario de tratamiento es reducida, por tanto para la ubicación de los equipos se consideraron espaciamientos mínimos entre ellos, de 1 m para que el operador pueda tener acceso de mantenimiento alrededor del equipo (KLM Technology Group, 2011, p. 14).

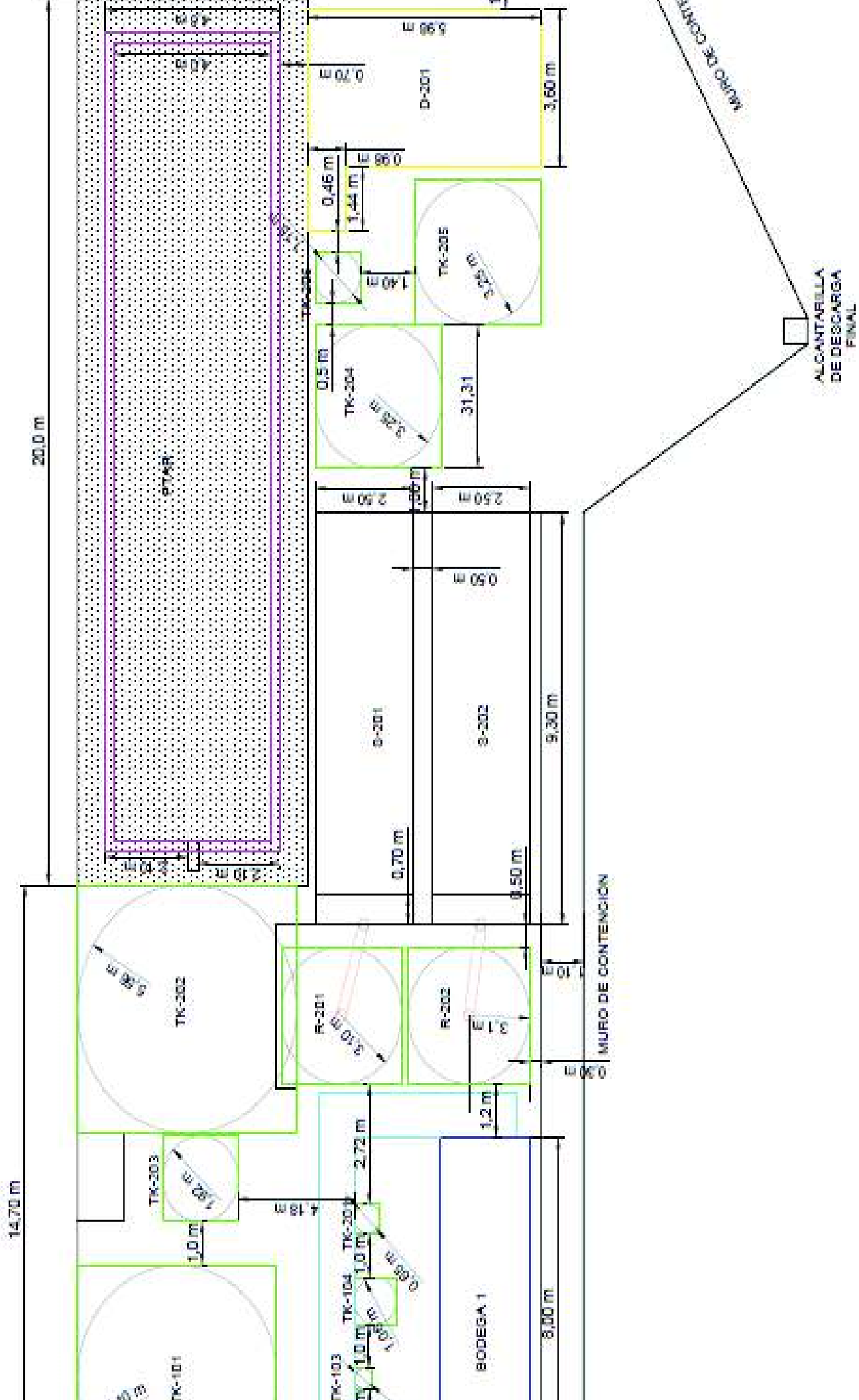
Los tanques se distribuyeron de manera que las sustancias químicas contenidas en los mismos sean compatibles químicamente para evitar un accidente. Asimismo, la Bodega 1, fue destinada para el almacenamiento mensual de los reactivos: ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio, con la finalidad de crear una ruta directa para el operador en el proceso de preparación de soluciones.

Desde la Bodega 1, se tiene un acceso metálico que permite que los operarios puedan manipular los sistemas de agitación de los tanques de reacción y de los tanques en los cuales se forman las soluciones requeridas para el proceso.

Además con la implementación de dicha estructura, los operadores pueden movilizarse y mejorar la visualización del proceso.

Por otra parte, la Bodega 2, destinada al almacenamiento de ácido sulfúrico, se encuentra alejada del resto del sistema complementario de tratamiento y del contacto con bases fuertes, además se ubicó cerca del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico y del proceso de Neutralización.

En la Figura 4.8 se muestra la disposición de equipos, bodegas y oficinas del sistema complementario de tratamiento.



MAQUINA
 MINISTERIO DE SALUD Y SEGURIDAD ALIMENTARIA Y NUTRICIONAL
 INSTITUTO VENEZOLANO DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS Y TECNOLÓGICAS
 INSTITUTO VENEZOLANO DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS Y TECNOLÓGICAS

PROYECTO / OBRAS	FECHA	ESCALA
COMUNIDAD SAN CARLOS		20:1 (O.M)
TRAMO 101		20:1 (O.M)
TRAMO 102		20:1 (O.M)
TRAMO 103		20:1 (O.M)
TRAMO 104		20:1 (O.M)
TRAMO 105		20:1 (O.M)
TRAMO 106		20:1 (O.M)
TRAMO 107		20:1 (O.M)
TRAMO 108		20:1 (O.M)
TRAMO 109		20:1 (O.M)
TRAMO 110		20:1 (O.M)



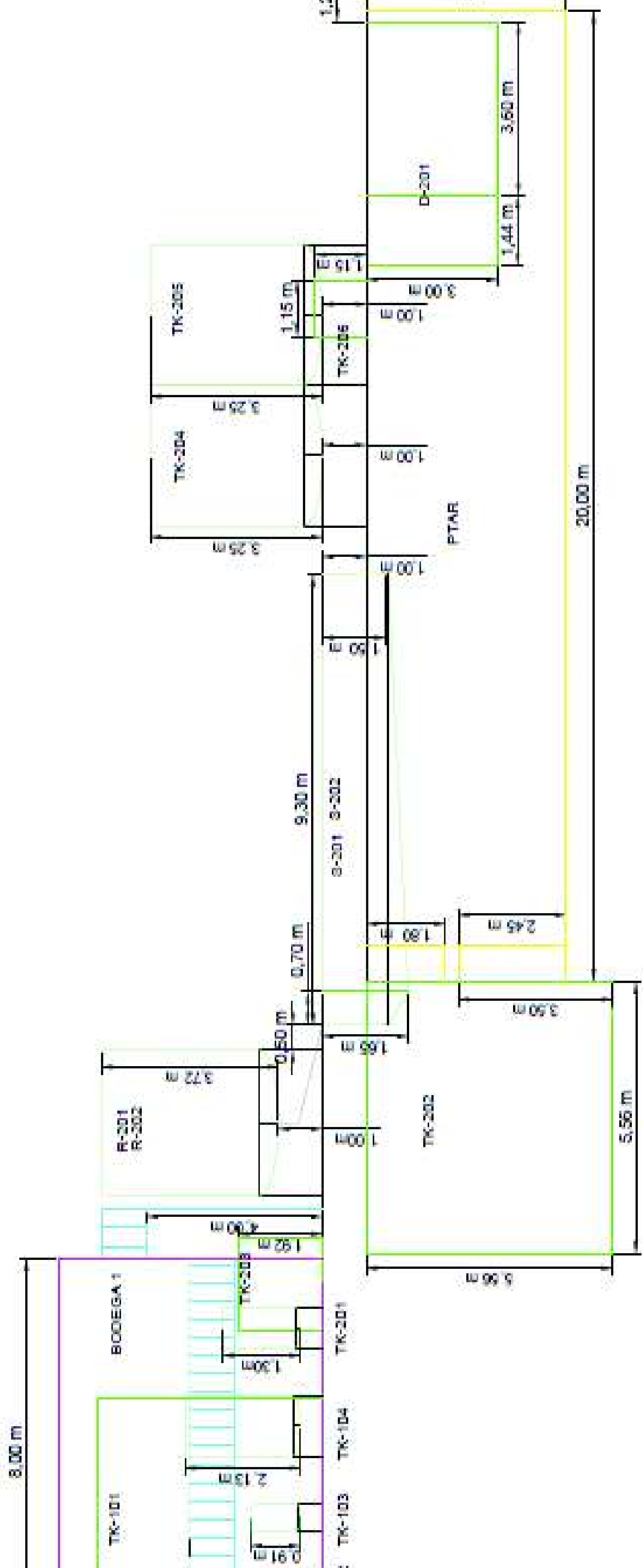
4.5.2. PLANOS DE ELEVACIÓN

En el plano de elevación general del sistema complementario de tratamiento se muestra una vista lateral de todos los equipos y estructuras que lo conforman.

Se evidencian varios cambios de nivel de izquierda a derecha, se pueden apreciar los equipos correspondientes del área 1, seguido de los equipos del Área 2 y las estructuras enterradas correspondientes a la PTAR, el tanque de almacenamiento de efluente y el depósito de lodos.

En los planos de elevación de los equipos principales, se muestra la vista lateral de los mismos con sus dimensiones.

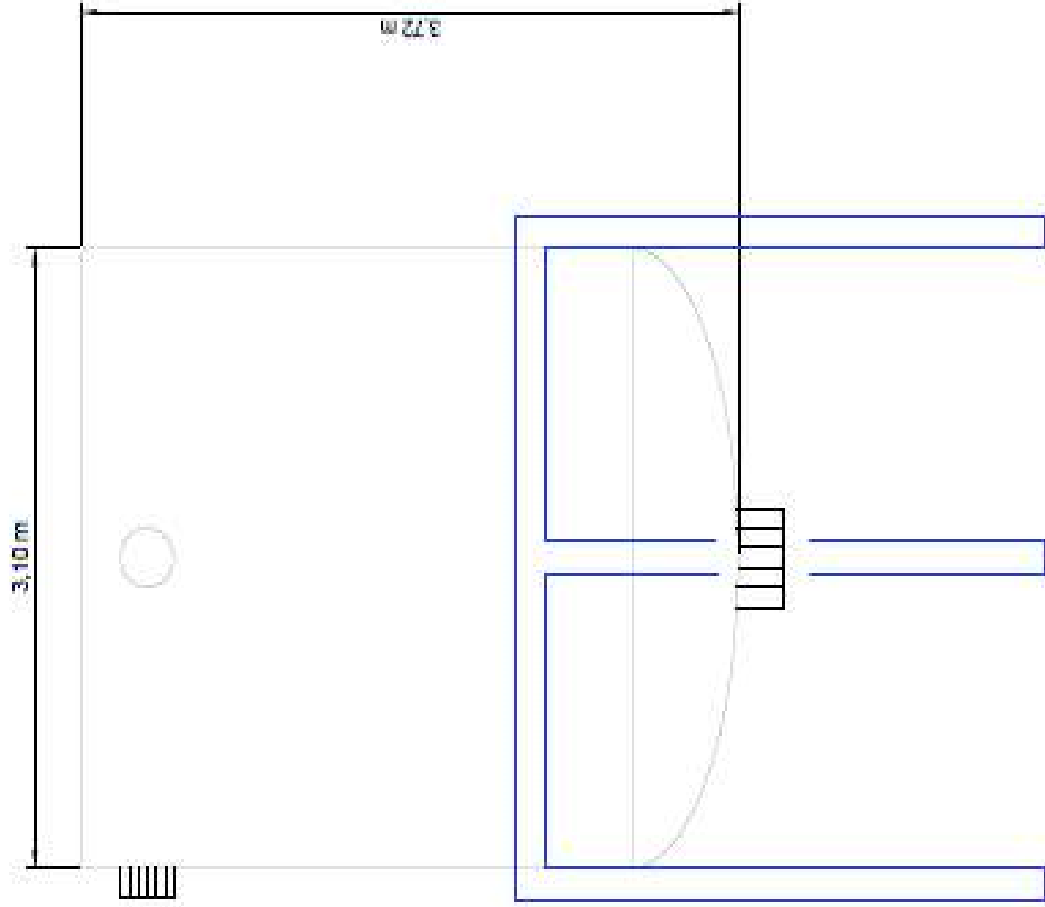
En la Figura 4.9 se muestra el plano de elevación general del sistema complementario de tratamiento, mientras que en las Figuras 4.10 hasta la 4.21 se muestran los planos de elevación de los principales equipos propuestos en el diseño.



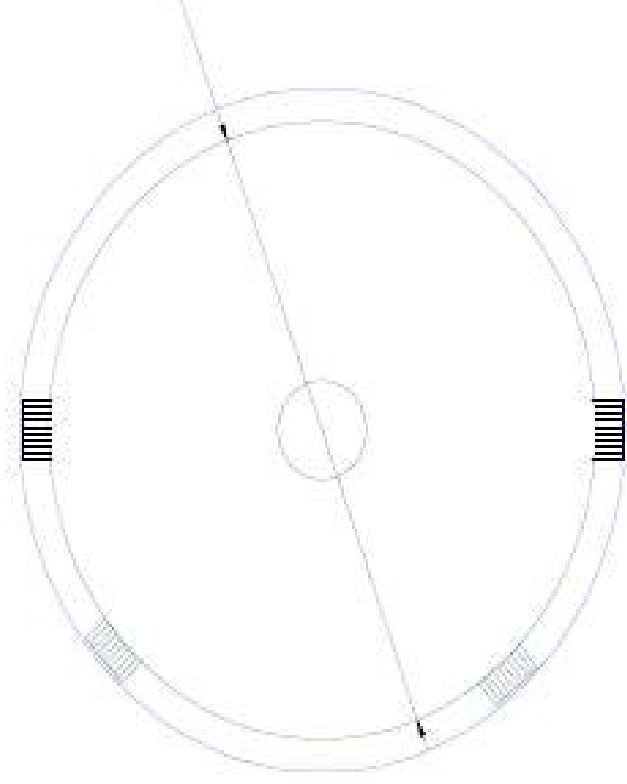
ESTRUCTURA DE CONCRETO REFORZADO
 PLAN DE OBRAS DE RECONSTRUCCIÓN DE LA ESCUELA POBLO
 PLAN DE OBRAS DE RECONSTRUCCIÓN DE LA ESCUELA POBLO

FECHA	DESCRIPCION	ELABORADO	REVISADO	APROBADO
2017-10-26	TRAMO 1	COMANDO DANIELA		
2017-10-26	TRAMO 2	COMANDO DANIELA		
2017-10-26	TRAMO 3	COMANDO DANIELA		
2017-10-26	TRAMO 4	COMANDO DANIELA		
2017-10-26	TRAMO 5	COMANDO DANIELA		
2017-10-26	TRAMO 6	COMANDO DANIELA		

VISTA LATERAL

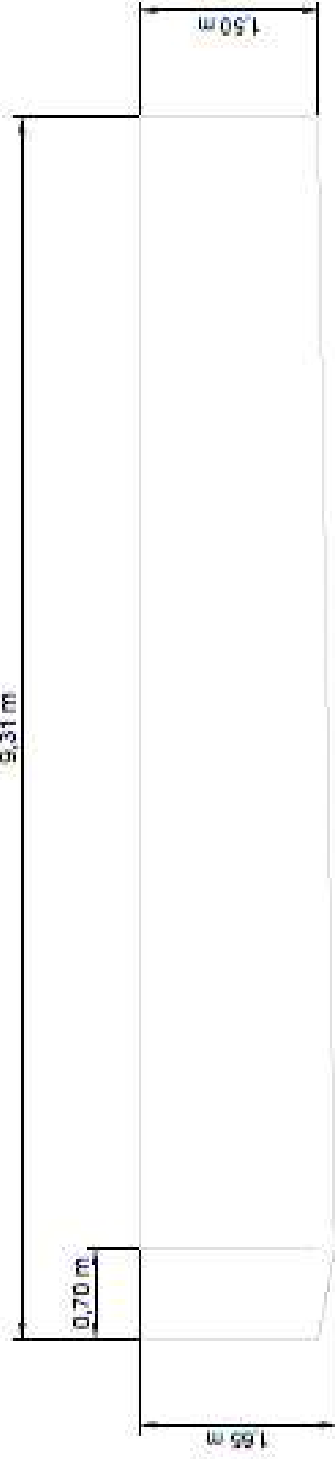


VISTA SUPERIOR

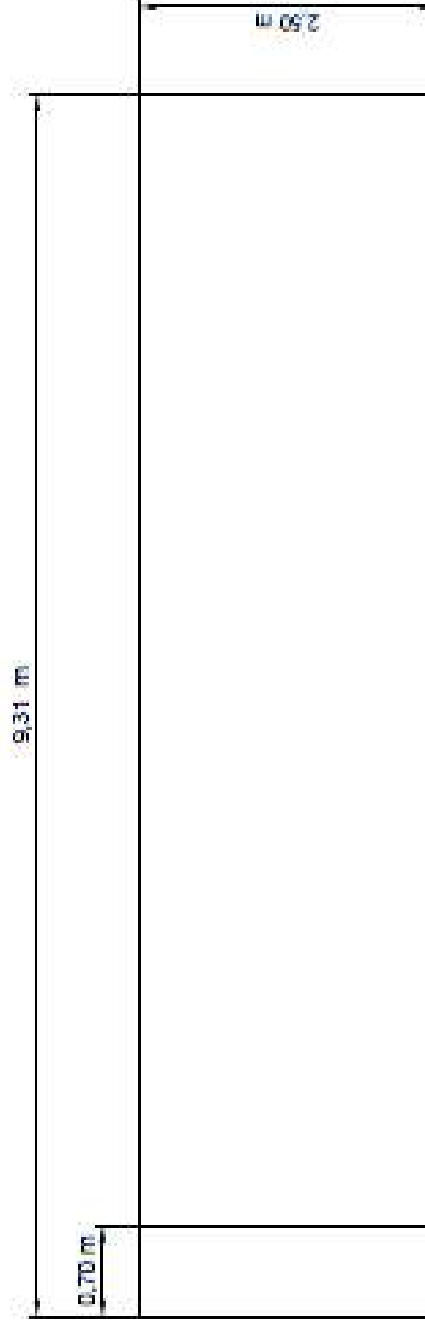



ESCUELA POLITÉCNICA		UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA DE CALABAZGAL		CARRERA DE INGENIERÍA EN SISTEMAS DE COMPUTACIÓN	
PROYECTO	PROYECTO DE DISEÑO DE UN SISTEMA DE ALMACENAMIENTO DE DATOS	FECHA	15/03/2023	PROFESOR	DR. JUAN CARLOS GARCÍA
ALUMNO	ALUMNO	FECHA	15/03/2023	PROFESOR	DR. JUAN CARLOS GARCÍA
PROYECTO	PROYECTO DE DISEÑO DE UN SISTEMA DE ALMACENAMIENTO DE DATOS	FECHA	15/03/2023	PROFESOR	DR. JUAN CARLOS GARCÍA
ALUMNO	ALUMNO	FECHA	15/03/2023	PROFESOR	DR. JUAN CARLOS GARCÍA
PROYECTO	PROYECTO DE DISEÑO DE UN SISTEMA DE ALMACENAMIENTO DE DATOS	FECHA	15/03/2023	PROFESOR	DR. JUAN CARLOS GARCÍA
ALUMNO	ALUMNO	FECHA	15/03/2023	PROFESOR	DR. JUAN CARLOS GARCÍA

VISTA LATERAL

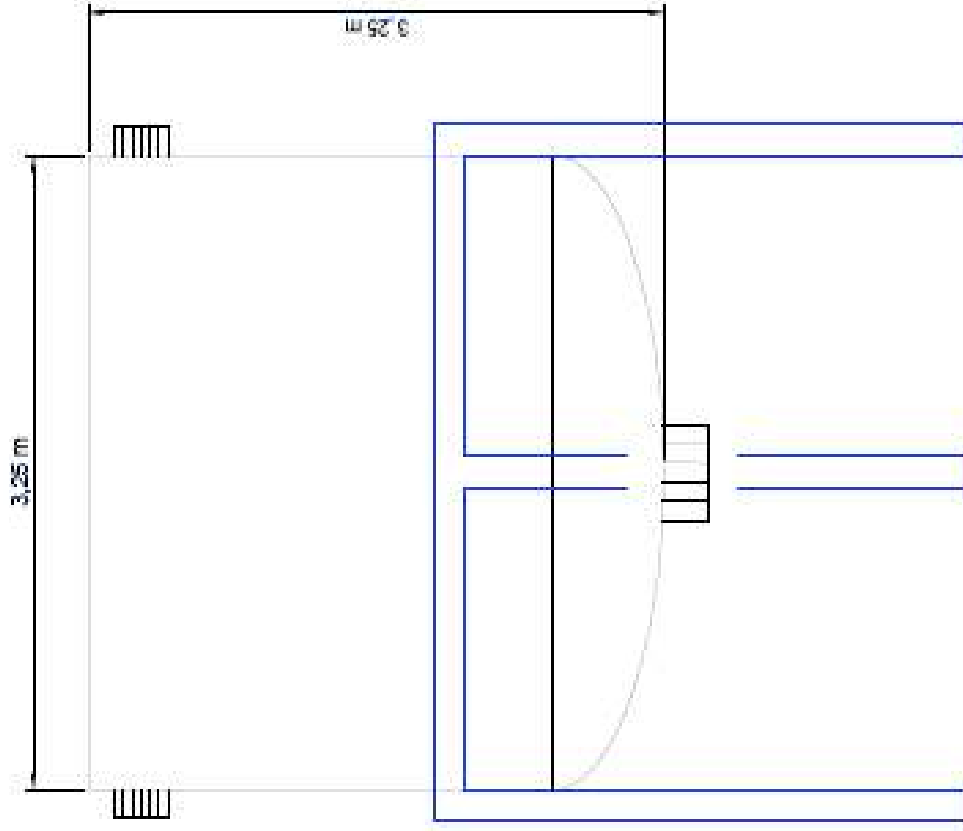


VISTA SUPERIOR

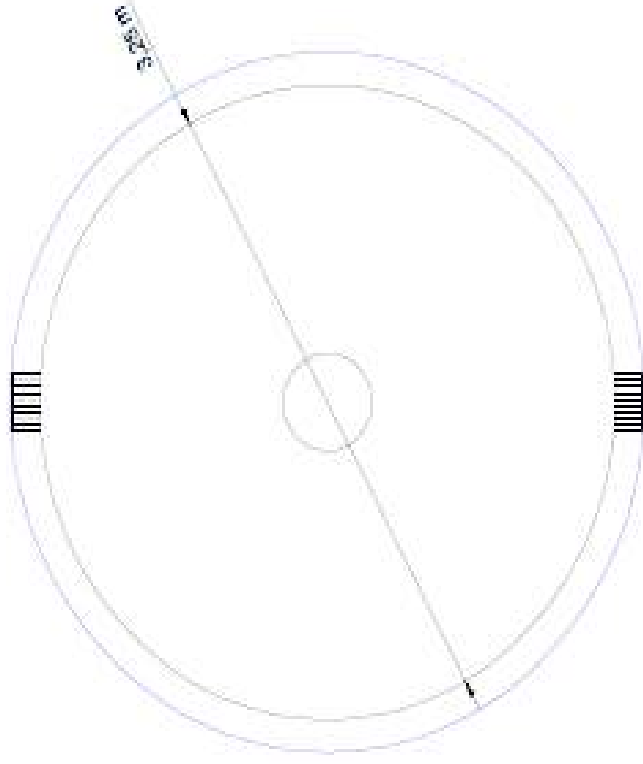


		ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO
ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	PLANOS PLANO 4	00
ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO
ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO
ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO
ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO
ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO	ESCUELA PO INSTITUTO TECNOLÓGICO DE QUERÉTARO

VISTA LATERAL



VISTA SUPERIOR



FECHA DE EMISIÓN	FECHA DE REVISIÓN	FECHA DE APROBACIÓN
2023-10-06	2023-10-06	2023-10-06
2023-10-06	2023-10-06	2023-10-06
2023-10-06	2023-10-06	2023-10-06
2023-10-06	2023-10-06	2023-10-06

ESCUOLA POLITÉCNICA
UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA
FACULTAD DE INGENIERÍA
BOGOTÁ, COLOMBIA

TÍTULO: ...
AUTOR: ...

FECHA: ...

ESCUELA POLITÉCNICA

UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

FACULTAD DE INGENIERÍA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

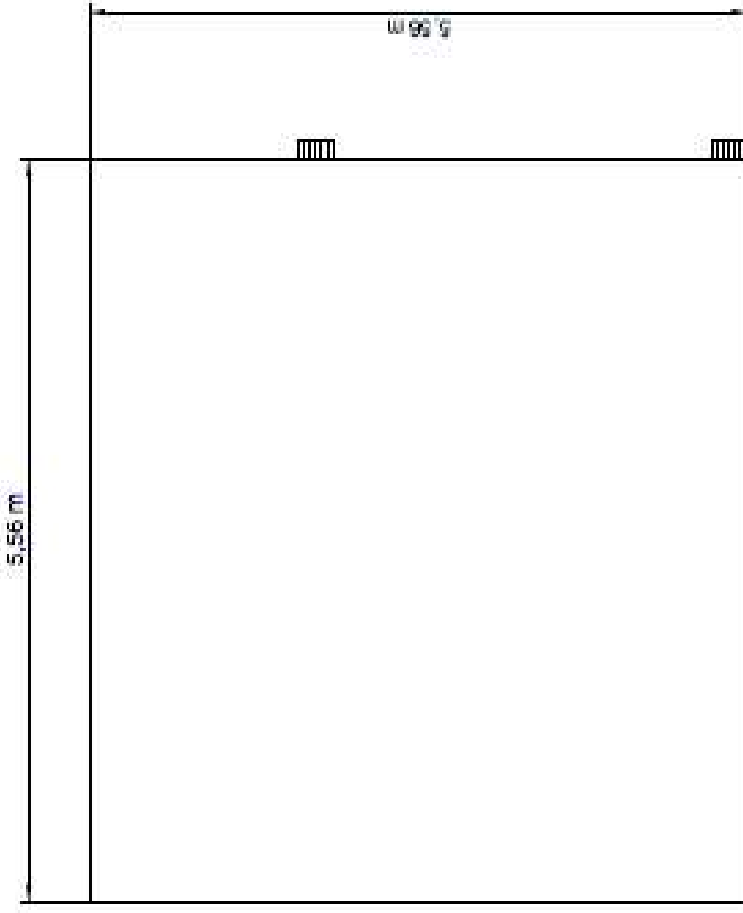
BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

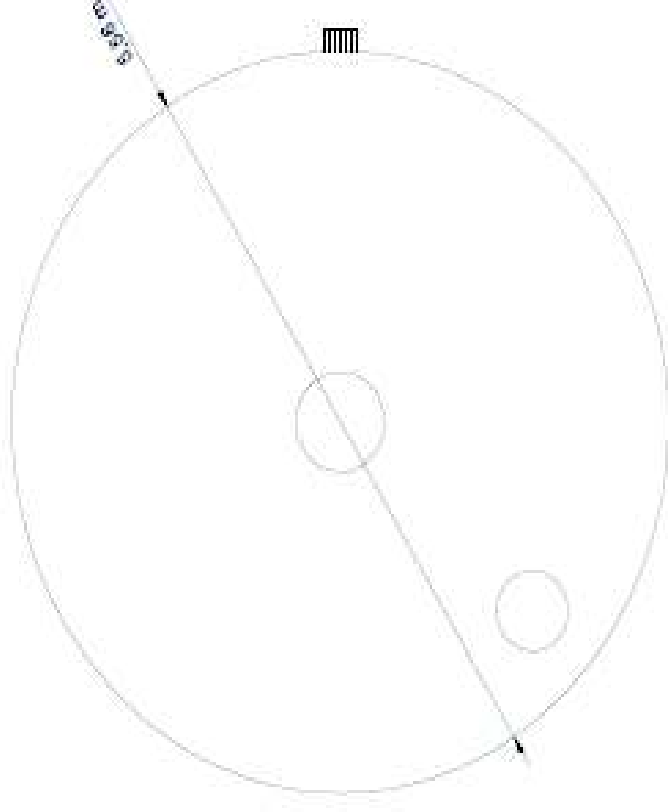
BOGOTÁ, COLOMBIA

BOGOTÁ, COLOMBIA

VISTA LATERAL



VISTA SUPERIOR



FECHA	FECHA	FECHA	FECHA
2017-12-08			
2017-12-08			
2017-12-08			
2017-12-08			

UNIVERSIDAD NACIONAL DE LA PLATA
FACULTAD DE INGENIERIA
CARRERA DE INGENIERIA EN ELECTRONICA

ESCUELA POLITÉCNICA
INSTITUTO DE INVESTIGACIONES EN ELECTRONICA

ALUMNO: []
CURSO: []

FECHA: []

ESCUELA POLITÉCNICA

INSTITUTO DE INVESTIGACIONES EN ELECTRONICA

ALUMNO: []

CURSO: []

FECHA: []

ESCUELA POLITÉCNICA

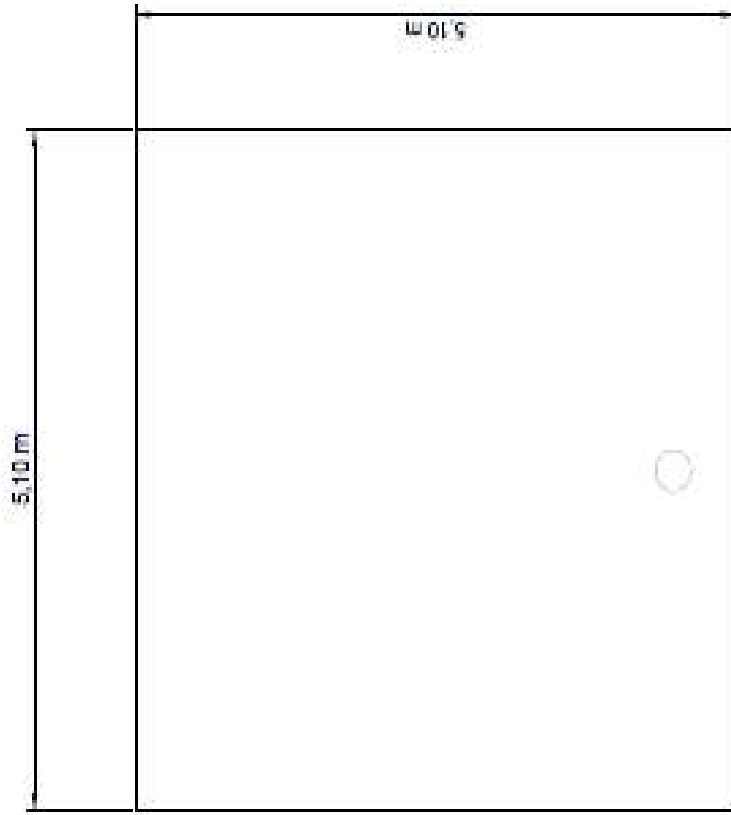
INSTITUTO DE INVESTIGACIONES EN ELECTRONICA

ALUMNO: []

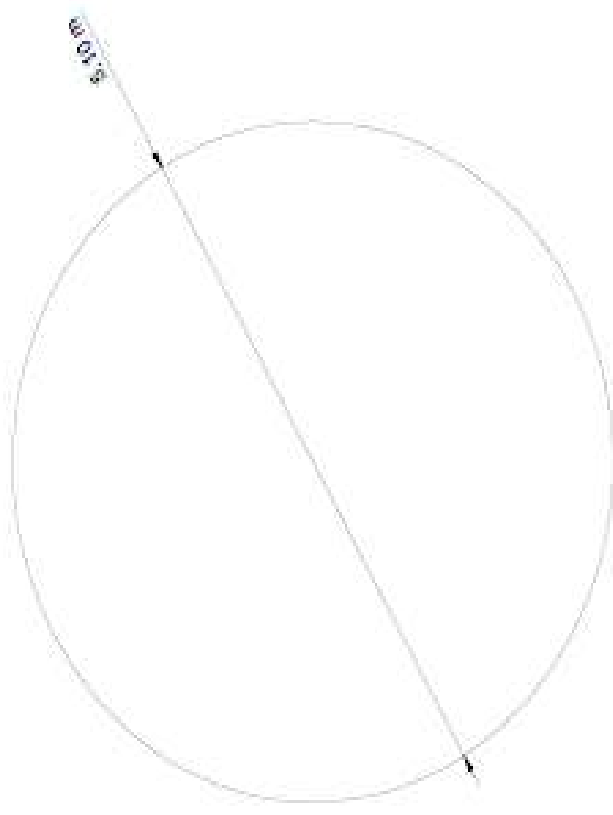
CURSO: []

FECHA: []

VISTA LATERAL

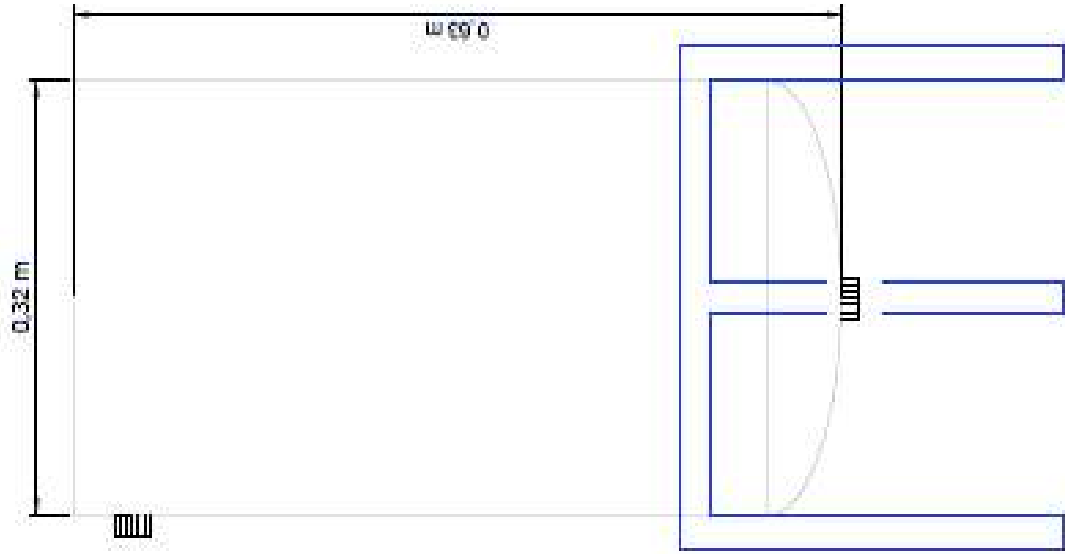


VISTA SUPERIOR

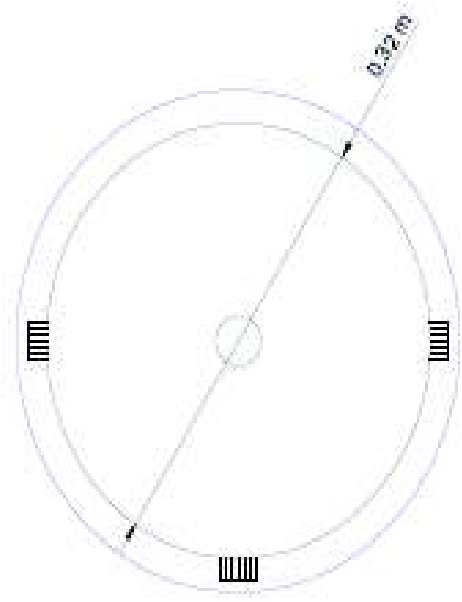


INFORMACIÓN GENERAL		FECHA		ESQUEMA	
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	01
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	02
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	03
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	04
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	05
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	06
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	07
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	08
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	09
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	10
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	11
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	12
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	13
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	14
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	15
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	16
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	17
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	18
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	19
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	20
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	21
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	22
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	23
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	24
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	25
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	26
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	27
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	28
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	29
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	30
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	31
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	32
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	33
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	34
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	35
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	36
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	37
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	38
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	39
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	40
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	41
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	42
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	43
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	44
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	45
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	46
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	47
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	48
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	49
PROYECTO	ESCUUELA PRIMARIA	FECHA	2017 12 06	ESQUEMA	50

VISTA LATERAL



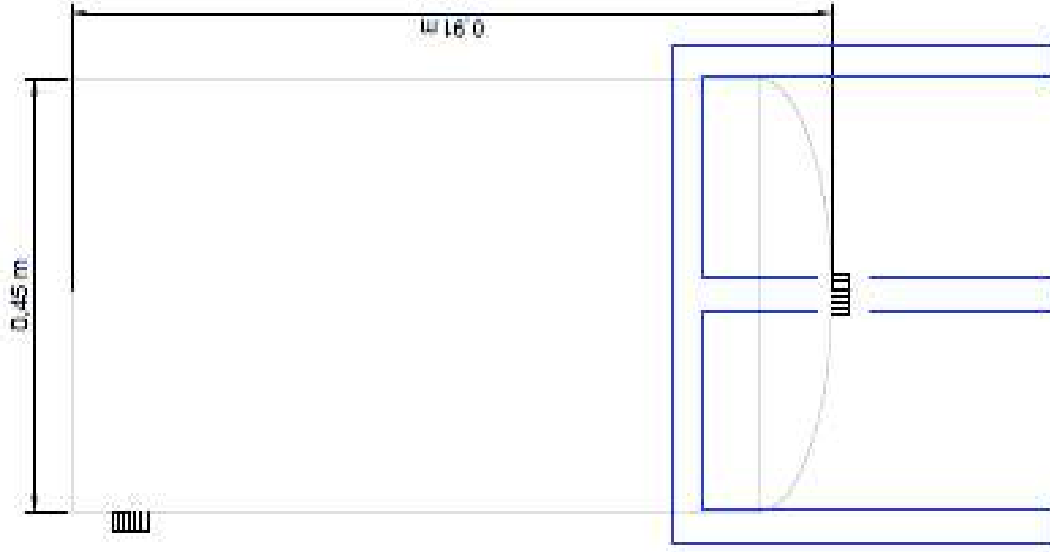
VISTA SUPERIOR



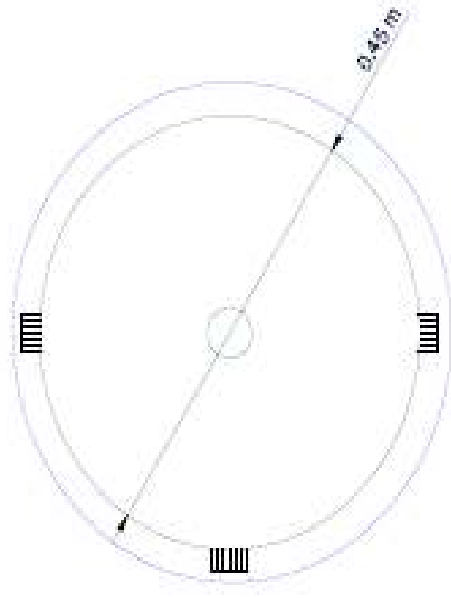
PROFESOR / DISEÑADOR	FECHA	ESCALA
ZORAYA DAVILA	20/01/2020	1:1
ALBA L.	20/01/2020	1:1
ZORAYA DAVILA	20/01/2020	1:1
PROF. ELECTRICIDAD	20/01/2020	1:1
PROF. SISTEMAS	20/01/2020	1:1
PROF. AUTOMATICA	20/01/2020	1:1



VISTA LATERAL

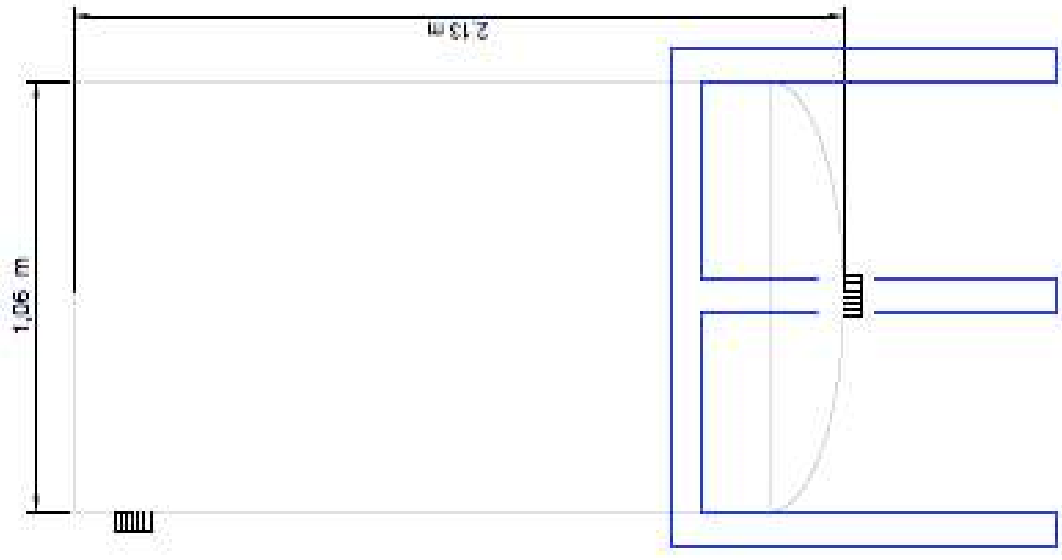


VISTA SUPERIOR

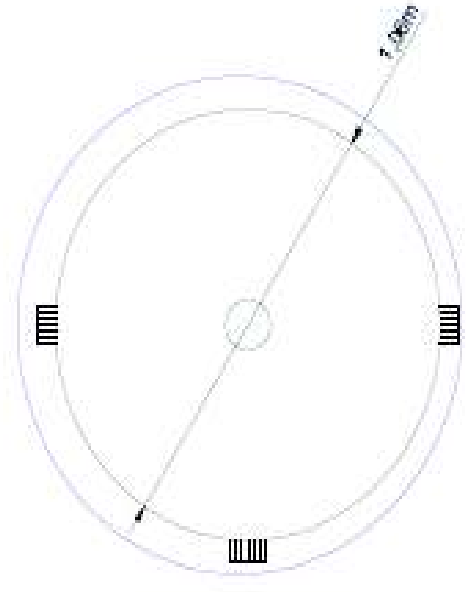


INSTITUCIÓN EDUCATIVA		FECHA		PÁGINA	
COMUNIDAD EDUCATIVA		2017/12/08		1/1	
ZONA DE INVESTIGACIÓN		2017/12/08		1/1	
TÍTULO DEL PROYECTO		2017/12/08		1/1	
FECHA DE ENTREGA		2017/12/08		1/1	
AUTOR		ALUMNO		PÁGINA	
ESCUELA P...		

VISTA LATERAL

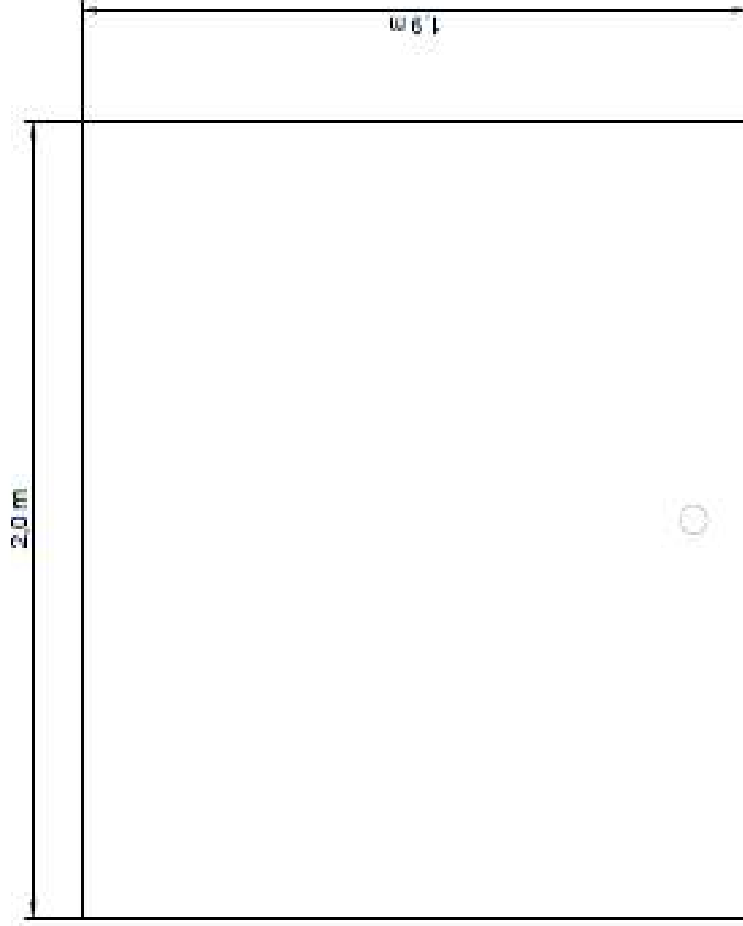


VISTA SUPERIOR

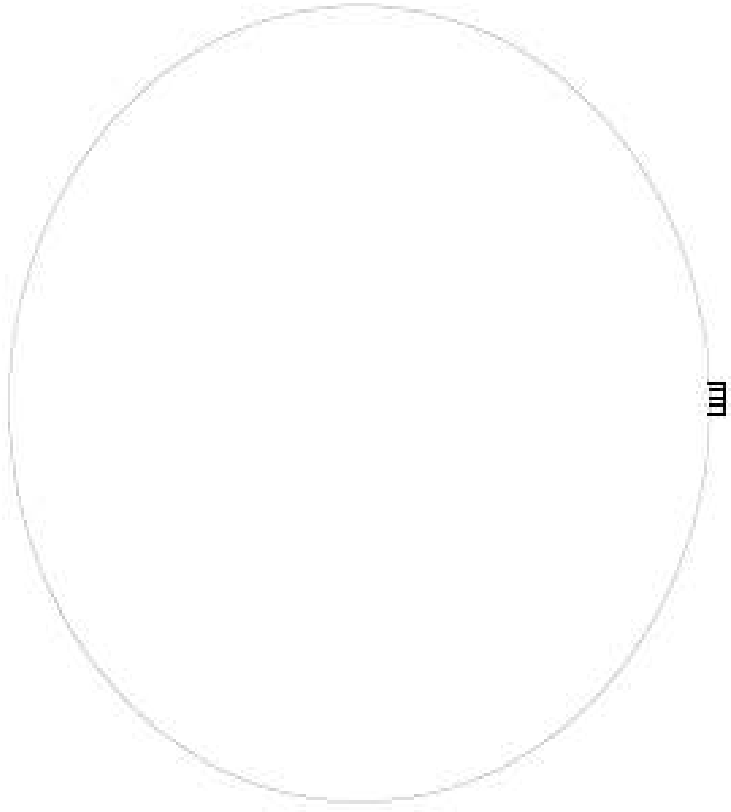


INSTITUCIÓN		FECHA		AUTOR	
UNIVERSIDAD NACIONAL DE SAN CARLOS		2017-03-08		ING. J. J. J.	
CARRERA DE INGENIERÍA DE SISTEMAS		2017-03-08		ING. J. J. J.	
TÍTULO: DISEÑO DE UN SISTEMA DE ALMACENAMIENTO DE DATOS		2017-03-08		ING. J. J. J.	
PROFESOR: DR. J. J. J.		2017-03-08		ING. J. J. J.	
ALUMNO: J. J. J.		2017-03-08		ING. J. J. J.	
TÍTULO: DISEÑO DE UN SISTEMA DE ALMACENAMIENTO DE DATOS		2017-03-08		ING. J. J. J.	

VISTA LATERAL

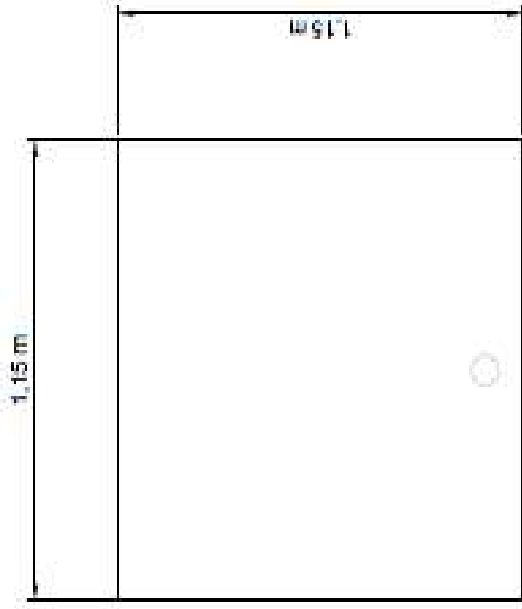


VISTA SUPERIOR

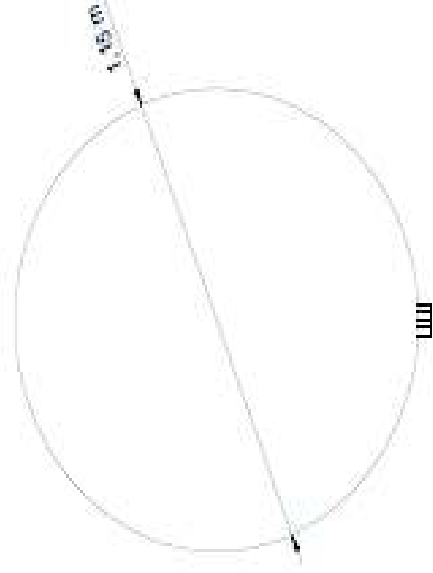


INFORMACIÓN GENERAL		FECHA		ESTADO		PROYECTO	
PROYECTO	ESCUELA PC	FECHA	2017-10-26	ESTADO	00	PROYECTO	00
CLIENTE	ESCUELA PC	FECHA	2017-10-26	ESTADO	00	PROYECTO	00
DISEÑO	ESCUELA PC	FECHA	2017-10-26	ESTADO	00	PROYECTO	00
REVISIÓN	ESCUELA PC	FECHA	2017-10-26	ESTADO	00	PROYECTO	00
APROBACIÓN	ESCUELA PC	FECHA	2017-10-26	ESTADO	00	PROYECTO	00
AUTORIZACIÓN		AUTORIZACIÓN		AUTORIZACIÓN		AUTORIZACIÓN	
AUTORIZACIÓN		AUTORIZACIÓN		AUTORIZACIÓN		AUTORIZACIÓN	

VISTA LATERAL



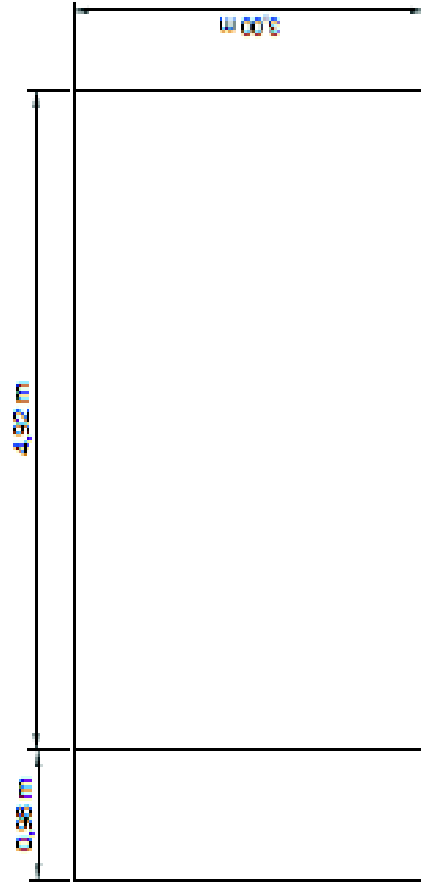
VISTA SUPERIOR



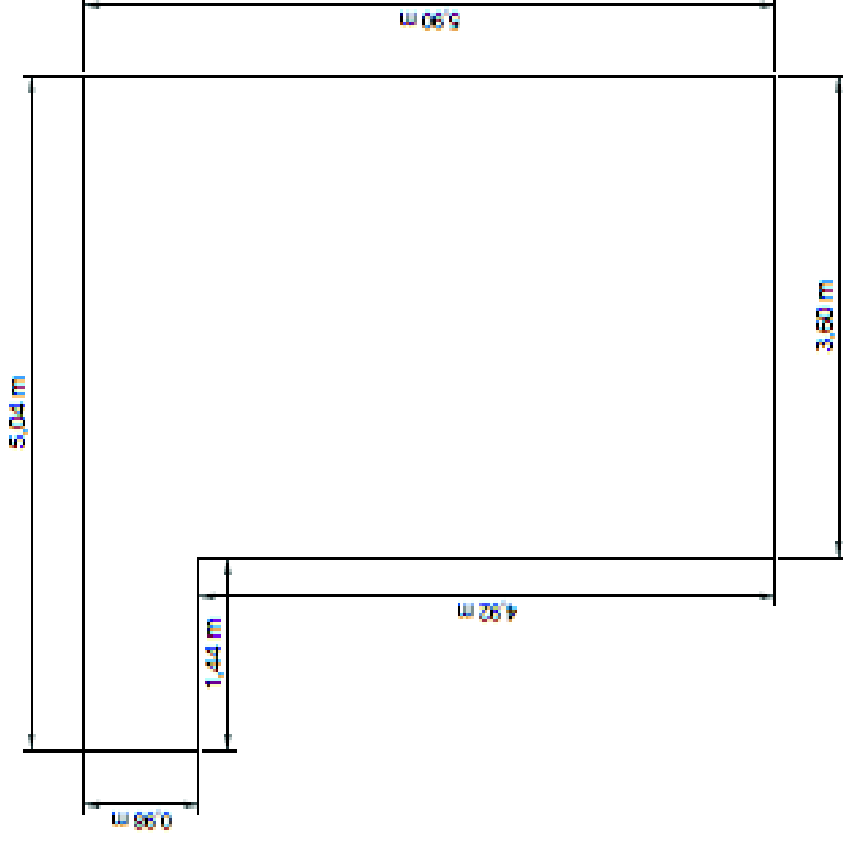
INFORMACIÓN GENERAL DEL PROYECTO		FECHA	ESCALA
PROYECTO:	CONSTRUCCIÓN DE LA ESCUELA PRIMARIA "MARCELO BALBUENA"	2017/10/08	1:50
ZONA DE OBRAS:	TRONCAL	2017/10/08	
MUNICIPIO:	MARCELO BALBUENA	2017/10/08	
PROYECTO:	PARRILLAS	2017/10/08	
CLIENTE:	SECRETARÍA DE EDUCACIÓN	2017/10/08	

	ESCUOLA PRIMARIA	FECHA:	2017/10/08
	SECRETARÍA DE EDUCACIÓN	PROYECTO:	CONSTRUCCIÓN DE LA ESCUELA PRIMARIA "MARCELO BALBUENA"

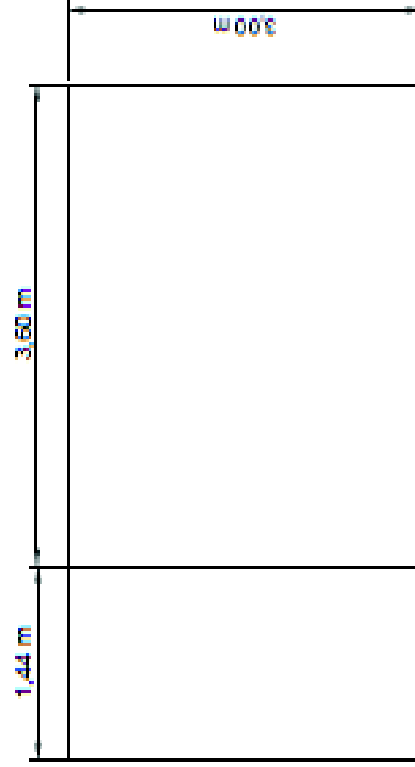
VISTA LATERAL



VISTA SUPERIOR



VISTA FRONTAL



PROFESOR	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA
ZORNO CASULA				
ZORNO CASULA				
PALL VARGAS				
PALL VARGAS				
LUIS VITRAL				



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

En los diagramas P&ID se identifican los instrumentos de control del sistema complementario de tratamiento, así como tuberías, válvulas y bombas. Los criterios y la simbología de los sistemas de control fueron tomados de la norma ANSI/ISA S5.1-2009 “*Instrumentation Symbols and Identification*” (American National Standard Institute, 2009, pp. 36-56).

Las tuberías fueron nombradas mediante 4 especificaciones, descritas de izquierda a derecha y en el siguiente ejemplo, se puede visualizar de mejor manera:

3"-PVC-C-020

1. Diámetro nominal de la tubería en pulgadas: 3"
2. Material de construcción de la tubería: PVC
3. Servicio o fluido que se transporta por la tubería: C (Complejo)
4. Número de la tubería: 020

Los materiales de las tuberías seleccionados fueron policloruro de vinilo y acero inoxidable 304 codificados como PVC y AI, respectivamente.

La codificación de los servicios o fluidos que se transporta en el sistema complementario de tratamiento fue:

- AP: Agua de proceso
- S: Soluciones
- C: Complejo
- E: Efluente
- H2O2: Solución de peróxido de hidrógeno
- EDC: Efluente proveniente de coagulación

- EB: Efluente básico
- L: Lodos
- H₂SO₄: Solución de ácido sulfúrico
- EN: Efluente neutralizado
- DR: Drenaje

En cuanto a los instrumentos de control se tiene la siguiente codificación:

- PI: Indicador de presión
- LI: Indicador de nivel
- pHl: Indicador de pH
- pHc: Controlador de pH
- LC: Controlador de nivel
- CV: Válvula de control
- LAH: Alarma de alto nivel
- LAL: Alarma de bajo nivel

En las Figuras 4.22 hasta la 4.25 se muestran los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) y control del sistema complementario de tratamiento.

TK-101

RESERVA DE ALMACENAMIENTO DE AGUA
 D=6.1 P=9.1 P
 V NOMINAL= 302.79 M3.

P-101A/B.

BOMBA CENTRIFUGA
 POTENCIA=41.95 W
 Q=0.003 m3/s. TH=11.07 PSI

TK-102

TANQUE SOL. ACIDICO CENTRICO
 D=0.32 P=0.63 P
 V NOMINAL=0.05 M3.

P-102A/B.

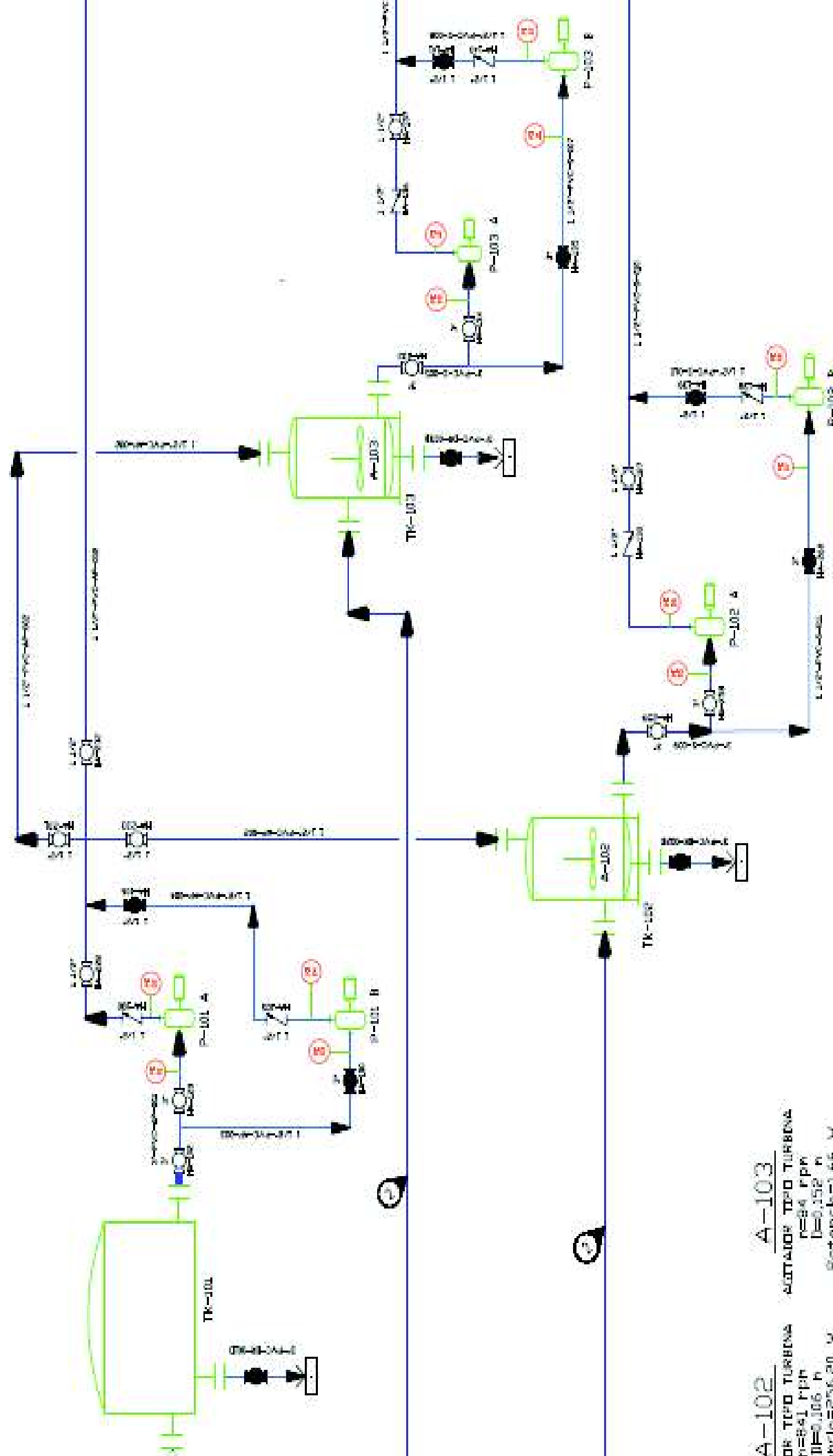
BOMBA CENTRIFUGA
 POTENCIA=480.29 W
 Q=0.003 m3/s. TH=4.09 PSI

TK-103

TANQUE SOL. SULFATO FERROSO
 D=0.45 P=0.91 P
 V NOMINAL=0.15 M3.

P-103

BOMBA CENTRIFUGA
 POTENCIA=47.7 W
 Q=0.003 m3/s. TH=1.70 PSI



A-102

DE TPO TURBINA
 n=841 rpm
 D=0.106 P
 ncls=256.20 W

A-103

ACTUADOR TPO TURBINA
 n=841 rpm
 D=0.106 P
 ncls=256.20 W

ESQUEMA DE TUBERIA			
TIPO DE TUBERIA	TIPO DE VALVULA	TIPO DE BOMBA	TIPO DE TANQUE
	TUBERIA	TUBERIA	TUBERIA
	VALVULA		

UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE SALVADOR	
ESCUELA POLITÉCNICA DE INGENIERIA INDUSTRIAL	
CARRERA DE INGENIERIA EN TECNOLOGIA DE AGUA	
TÍTULO DEL TRABAJO	
AUTOR	FECHA
SECCION DE TUBERIA	

K-104

HOMOGENIZADOR DE SÓLIDO
D=0.65 m H=1.00 m
V nominal=0.39 m³

TK-201

TANQUE FORMACIÓN COMPLETO
D=0.65 m H=1.00 m
V nominal=0.39 m³

P-104A/B

HOMOGENIZADORA
D=0.65 m H=1.00 m
V nominal=0.39 m³

P-204A/B

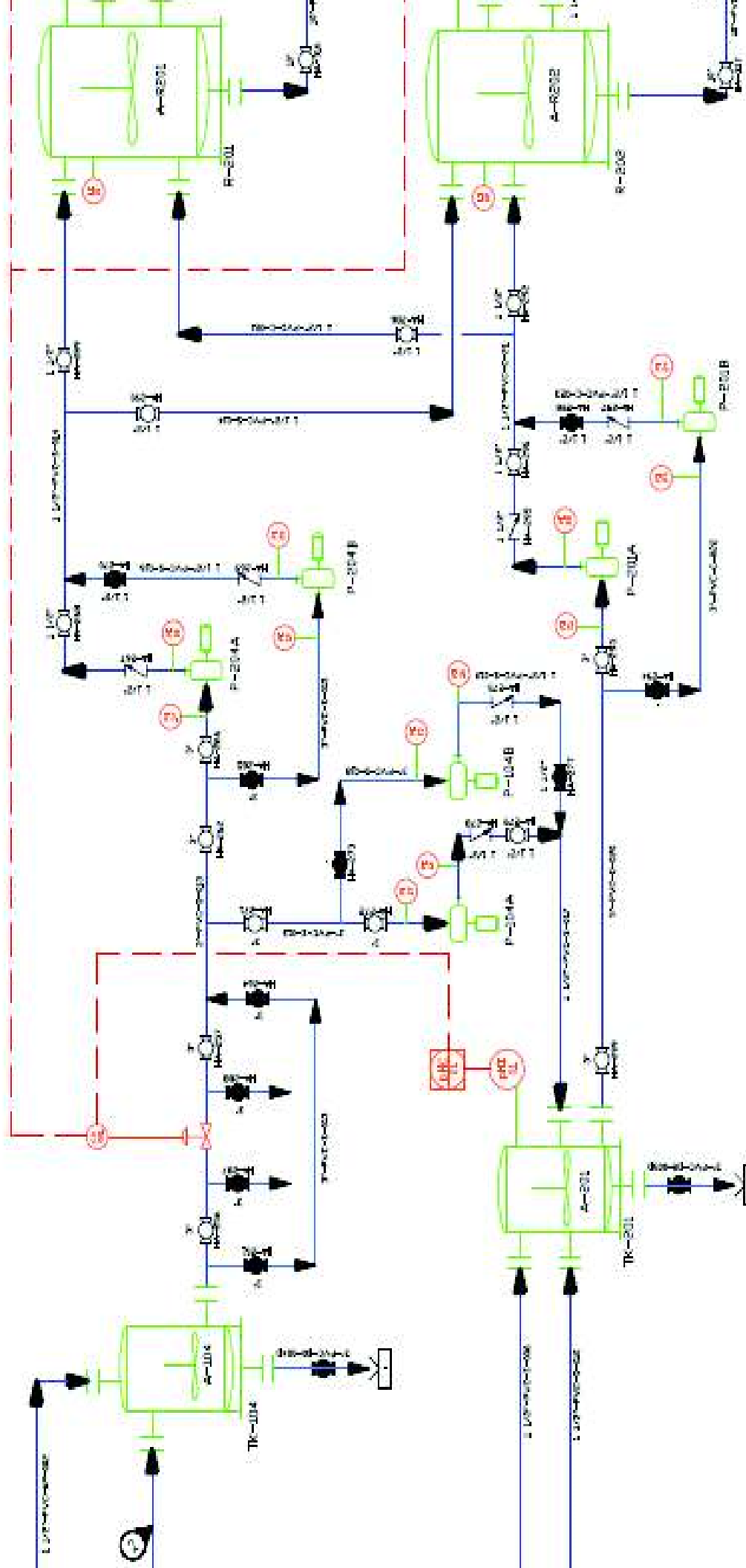
HOMOGENIZADORA
D=0.65 m H=1.00 m
V nominal=0.39 m³

P-201A/B

HOMOGENIZADORA
D=0.65 m H=1.00 m
V nominal=0.39 m³

R-201

REACTOR
D=3.00 m H=3.72 m
V nominal=23.67 m³



A-201


AGITADOR TIPO TURBINA
n=85 RPM
D=0.217 m
Potencia=10.3 W

A-R201

AGITADOR TIPO TURBINA
n=130 RPM
D=1.034 m
Potencia=76.145.8 W

A-R202

AGITADOR TIPO TURBINA
n=130 RPM
D=1.034 m
Potencia=76.145.8 W

		ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIÓN CIENTÍFICA Y TECNOLÓGICA LABORATORIO DE INVESTIGACIÓN EN PROCESOS DE MANUFACTURA	
TÍTULO: TEMA: AUTOR: FECHA:	INSTITUCIÓN: DEPARTAMENTO: ASIGNATURA: PROFESOR:	NÚMERO: FECHA:	PÁGINA: TOTAL:

P-202A/B

BOMBA CENTRIFUGA
 POTENCIA=4600.76 W
 Q=0.0058 m³/s TH=25.20 psi

P-203A/B

BOMBA CENTRIFUGA
 POTENCIA=945.03 W
 Q=0.0031 m³/s TH=27.57 psi

TK-202

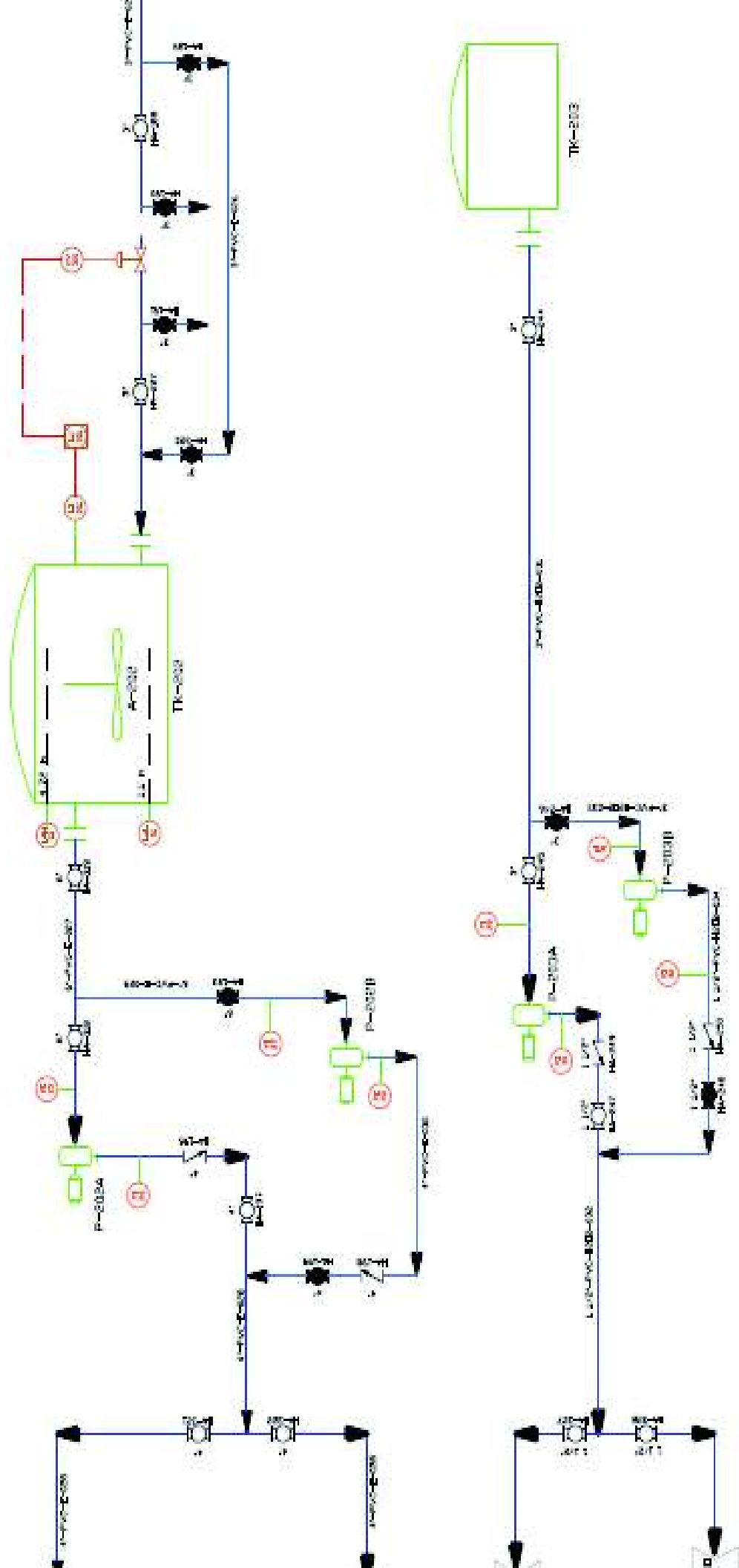
TANQUE ALMACENAMIENTO EFLENTE
 D=0.56 m H=0.56 m
 V nominal=135 m³


A-202

ACTUADOR TIPO TURBINA
 n=11 rpp
 J=1.853 m
 potencia=810 W

TK-203

TANQUE RESERVOIR DE HIDROGENO
 D=0.92 m H=1.92 m
 V nominal=5.55 m³



UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE CHILE		ESCUELA POLITÉCNICA DE VALDIVIA	
FACULTAD DE INGENIERÍA		INGENIERÍA EN MECÁNICA	
CARRERA DE INGENIERÍA EN MECÁNICA		CURSO DE FUNDAMENTOS DE MECÁNICA DE FLUIDOS	
CATEDRÁTICO: DR. ROBERTO ESPINOZA		ALUMNO: [Nombre]	
FECHA DE ENTREGA: [Fecha]		FECHA DE CALIFICACIÓN: [Fecha]	
PUNTAJE OBTENIDO: [Puntaje]		PUNTAJE MÁXIMO: [Puntaje Máximo]	
CALIFICACIÓN: [Calificación]		PUNTAJE FINAL: [Puntaje Final]	
			
ESCUELA POLITÉCNICA DE VALDIVIA			
FACULTAD DE INGENIERÍA			
INGENIERÍA EN MECÁNICA			
CURSO DE FUNDAMENTOS DE MECÁNICA DE FLUIDOS			
CATEDRÁTICO: DR. ROBERTO ESPINOZA			
ALUMNO: [Nombre]			
FECHA DE ENTREGA: [Fecha]			
FECHA DE CALIFICACIÓN: [Fecha]			
PUNTAJE OBTENIDO: [Puntaje]			
PUNTAJE MÁXIMO: [Puntaje Máximo]			
CALIFICACIÓN: [Calificación]			
PUNTAJE FINAL: [Puntaje Final]			

202

P-205A/B.

BOHRA CENTRIFUGA
POTENCIA=40.12 W
Q=0.0001 m³/s TIH=12.71 psi

P-206A/B.

BOHRA CENTRIFUGA
POTENCIA=460.24 W
Q=0.0001 m³/s TIH=0.31 psi

TK-204.

TANQUE DE NEUTRALIZACION
D=3.25 m H=3.25 P
V normal=21.90 m³.

TK-205.

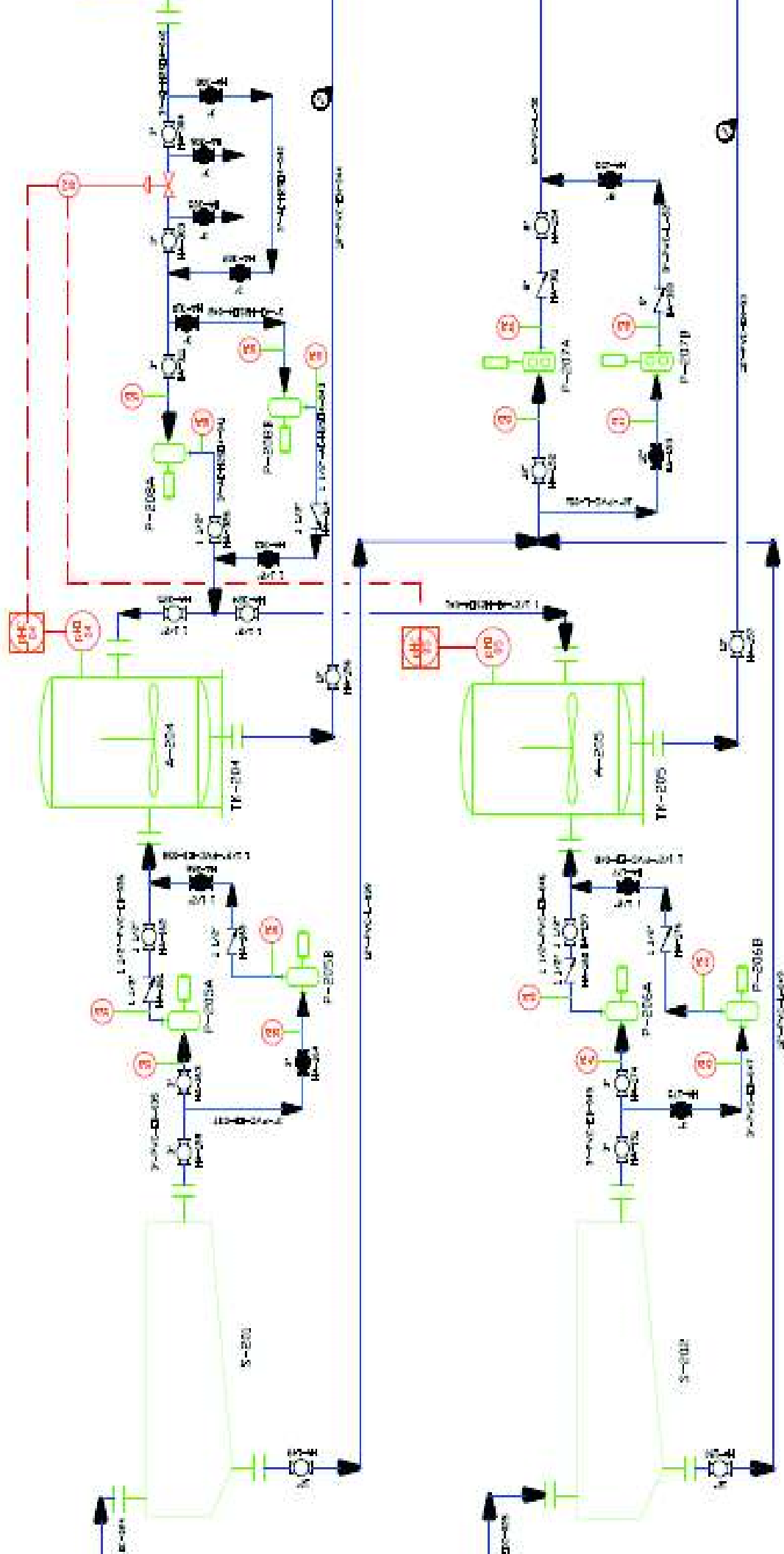
TANQUE DE NEUTRALIZACION
D=3.25 m H=3.25 P
V normal=21.90 m³.

P-207A/B.

BOHRA LIDOS
POTENCIA=539.49 W
Q=0.0002 m³/s TIH=0.01 psi

P-208A/B.

BOHRA CENTRIFUGA
POTENCIA=1909.11 W
Q=0.0006 m³/s TIH=47.61 psi



UNIVERSIDAD		CARRERA		SEMESTRE		CATEDRA		LABORATORIO		FECHA		AUTORES	
UNIVERSIDAD DE GUATEMALA		INGENIERIA EN SISTEMAS DE COMPUTACION		2023-2024		SISTEMAS DE CONTROL		LABORATORIO DE CONTROL		2023-11-20		ALVARO GONZALEZ	
ESCUELA PO		INGENIERIA EN SISTEMAS DE COMPUTACION		2023-2024		SISTEMAS DE CONTROL		LABORATORIO DE CONTROL		2023-11-20		ALVARO GONZALEZ	
UNIVERSIDAD DE GUATEMALA		INGENIERIA EN SISTEMAS DE COMPUTACION		2023-2024		SISTEMAS DE CONTROL		LABORATORIO DE CONTROL		2023-11-20		ALVARO GONZALEZ	
UNIVERSIDAD DE GUATEMALA		INGENIERIA EN SISTEMAS DE COMPUTACION		2023-2024		SISTEMAS DE CONTROL		LABORATORIO DE CONTROL		2023-11-20		ALVARO GONZALEZ	
UNIVERSIDAD DE GUATEMALA		INGENIERIA EN SISTEMAS DE COMPUTACION		2023-2024		SISTEMAS DE CONTROL		LABORATORIO DE CONTROL		2023-11-20		ALVARO GONZALEZ	

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

4.7.1. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

El dimensionamiento de los equipos propuestos para el sistema complementario de tratamiento fue realizado con base en los balances de masa, energía del proceso así como según los criterios de diseño presentados en el Capítulo 3. Las dimensiones de los equipos propuestos para el sistema complementario de tratamiento así como la identificación en planta y el anexo donde se detallan los cálculos, se muestran en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Dimensiones de los equipos propuestos

Equipos	Código de identificación	Parámetro	Valor (m)	Anexo
Tanque de formación y acondicionamiento del complejo	TK-201	Altura	1,30	X
		Diámetro	0,65	
Tanque de reacción y coagulación	R-201	Altura	3,72	XI
	R-202	Diámetro	3,10	
Sedimentador	S-201 S-202	Longitud	9,31	XII
		Altura	1,50	
		Ancho	2,50	
Tanque de neutralización	TK-204 TK-205	Altura	3,25	XIII
		Diámetro	3,25	
Tanque de almacenamiento de efluente	TK-202	Altura	5,56	XIV
		Diámetro	5,56	
Tanque de almacenamiento de agua de proceso	TK-101	Altura	5,10	XV
		Diámetro	5,10	
Tanque de formación de solución ácido cítrico	TK-102	Altura	0,63	XV
		Diámetro	0,32	
Tanque de formación de solución sulfato ferroso	TK-103	Altura	0,91	XV
		Diámetro	0,45	

Tabla 4.5. Dimensiones de los equipos propuestos (continuación...)

Equipos	Código de identificación	Parámetro	Valor (m)	Anexo
Tanque de formación de solución hidróxido de sodio	TK-104	Altura Diámetro	2,13 1,06	XV
Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno	TK-203	Altura Diámetro	1,92 1,92	XV
Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico	TK-206	Altura Diámetro	1,15 1,15	XV

En la Tabla 4.6 se muestra el resumen de las especificaciones de los sistemas de bombeo que fueron calculados en el Anexo AXVII.

Tabla 4.6. Especificaciones de los sistemas de bombeo

Sistemas	Código de bomba	Caudal (m³/s)	Potencia (W)	TDH (psi)	NPSH_D (m)
1	P-101 A/B	0,0031	411,95	11,87	12,0
2	P-102 A/B	0,0031	488,29	14,09	7,2
3	P-103 A/B	0,0031	475,65	13,68	7,1
4	P-104 A/B	0,0031	326,55	9,32	8,9
5	P-201 A/B	0,0031	794,58	23,18	7,8
6	P-202 A/B	0,0168	4608,76	25,10	12,8
7	P-203 A/B	0,0031	945,03	27,57	7,0
8	P-204 A/B	0,0036	1068,32	26,63	8,3
9	P-205 A/B	0,0031	440,12	12,71	9,2
10	P-206 A/B	0,0031	460,24	13,31	9,2
11	P-207 A/B	0,0332	1034,49	2,81	7,3
12	P-208 A/B	0,0036	1909,11	47,61	4,0

4.7.2. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

Las especificaciones de los equipos principales y secundarios propuestos para el sistema complementario de tratamiento muestran: el nombre del equipo el fabricante, material de construcción, el código de identificación del equipo en planta, una breve descripción del funcionamiento, las dimensiones, los parámetros de diseño y un esquema del equipo.

Para la selección de los equipos secundarios se consideraron los requerimientos de la planta y fueron seleccionados de catálogos de la industria nacional.

De la Tabla 4.7 hasta 4.20 se presentan las hojas de especificación de los equipos principales y secundarios del sistema complementario de tratamiento.

Tabla 4.7. Hoja de especificación del tanque de formación y acondicionamiento del complejo


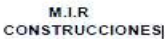
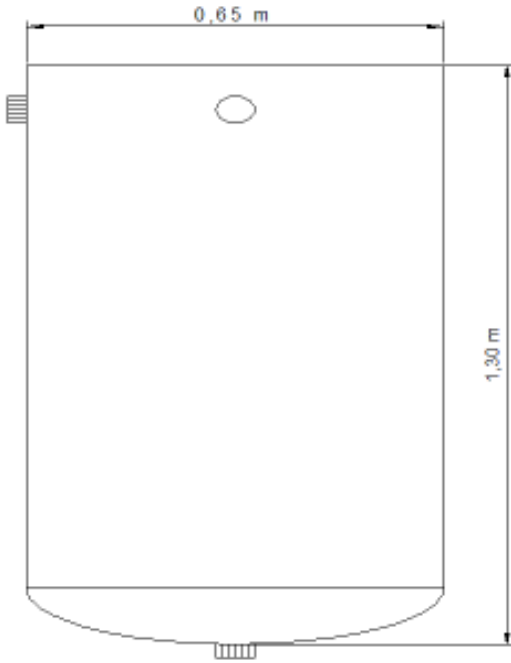
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 1	
Nombre del equipo: Tanque de formación y acondicionamiento del complejo	
Fabricante: MIR – CONSTRUCCIONES  	Material de construcción: Plástico reforzado con fibra de vidrio Identificación en planta: TK-201
Función: El tanque de formación y acondicionamiento del complejo es un tanque agitado de fondo toriesférico que se encarga de la formación del complejo a partir de la mezcla de soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio, para que éste pueda ser usado en el proceso Fenton modificado. Trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Altura (m) 1,30 Diámetro (m) 0,65	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 0,392 Temperatura de diseño (°C) 45,70 Presión de diseño (psi) 15,40
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.8. Hoja de especificación del tanque de reacción y coagulación


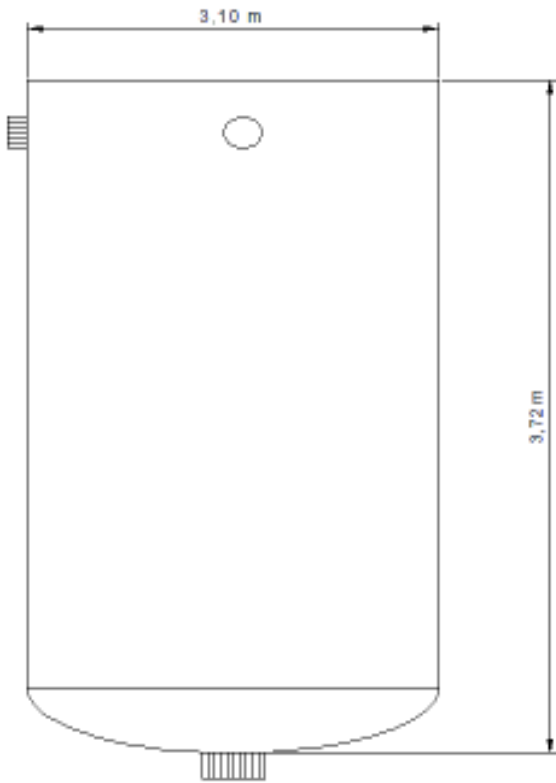
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 2	
Nombre del equipo: Tanque de reacción y coagulación	
 M.I.R. CONSTRUCCIONES	Material de construcción: Plástico reforzado con fibra de vidrio
	Identificación en planta: R-201 y R-202 El sistema tiene 2 tanques de reacción y coagulación con las mismas características.
Función: El tanque de reacción y coagulación es un tanque agitado de fondo toriesférico en el cual se produce la reacción de oxidación mediante un proceso Fenton modificado. Después de terminada dicha etapa, en el tanque se efectúa la etapa de coagulación. El tanque trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Altura (m) 3,72 Diámetro (m) 3,10	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 23,67 Temperatura de diseño (°C) 45,70 Presión de diseño (psi) 18,70
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.9. Hoja de especificación del sedimentador


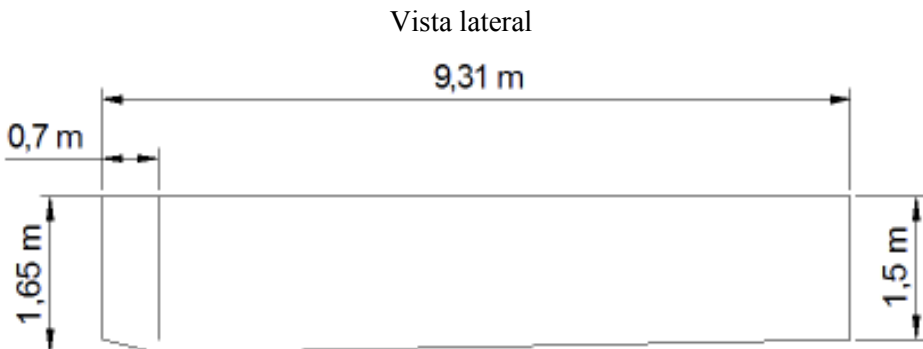
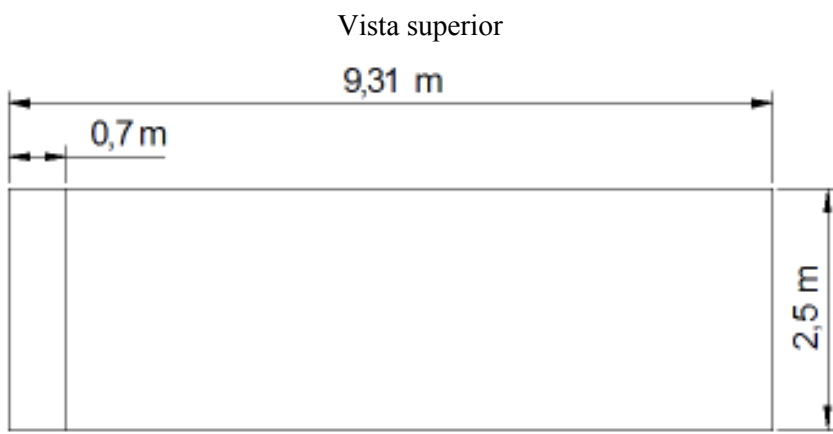
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 3	
Nombre del equipo: Sedimentador	
Fabricante: Fabricación Nacional 	Material de construcción: Concreto
	Identificación en planta: S-201 y S202 El sistema tiene 2 sedimentadores con las mismas características.
Función: El sedimentador es un equipo de forma rectangular con fondo inclinado que tiene la función de separar por gravedad a los sólidos (precipitados en la etapa de coagulación) del efluente. El sedimentador trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Longitud (m) 9,31 Altura (m) 1,50 Ancho (m) 2,50	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 34,90 Temperatura de diseño (°C) 45,70 Presión de diseño (psi) 15,60
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;">Vista lateral</div>  <div style="text-align: center;">Vista superior</div> 	

Tabla 4.10. Hoja de especificación del tanque de neutralización


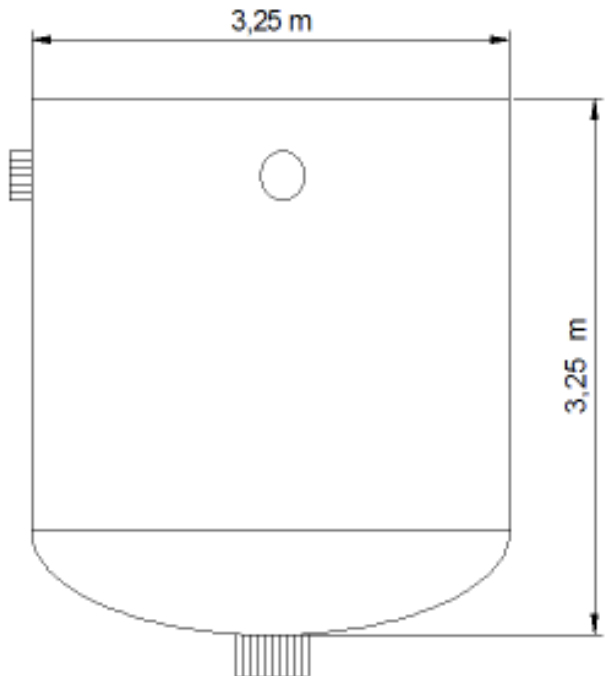
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 4	
Nombre del equipo: Tanque de neutralización	
Fabricante: METALMEG 	Material de construcción: Acero inoxidable 304 Identificación en planta: TK-204 y TK-205 El sistema tiene 2 tanques de neutralización con las mismas características.
Función: El tanque de neutralización es un tanque agitado de fondo toriesférico que se encarga de llevar a cabo la etapa de neutralización del efluente proveniente de la etapa de sedimentación. Trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Altura (m) 3,25 Diámetro (m) 3,25	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 21,90 Temperatura de diseño (°C) 46,10 Presión de diseño (psi) 18,00
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.11. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento del efluente

HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 5	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento del efluente	
Fabricante: Fabricación Nacional 	Material de construcción: Concreto con membrana impermeabilizante. Identificación en planta: TK-202
Función: El tanque de almacenamiento del efluente es un tanque enterrado de fondo plano que cuenta con un sistema de agitación, su finalidad es receptor el efluente proveniente de la PTAR y homogenizarlo antes de que ingrese al tanque de reacción y coagulación. Trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Altura (m) 5,56 Diámetro (m) 5,56	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 135,00
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.12. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de agua de proceso


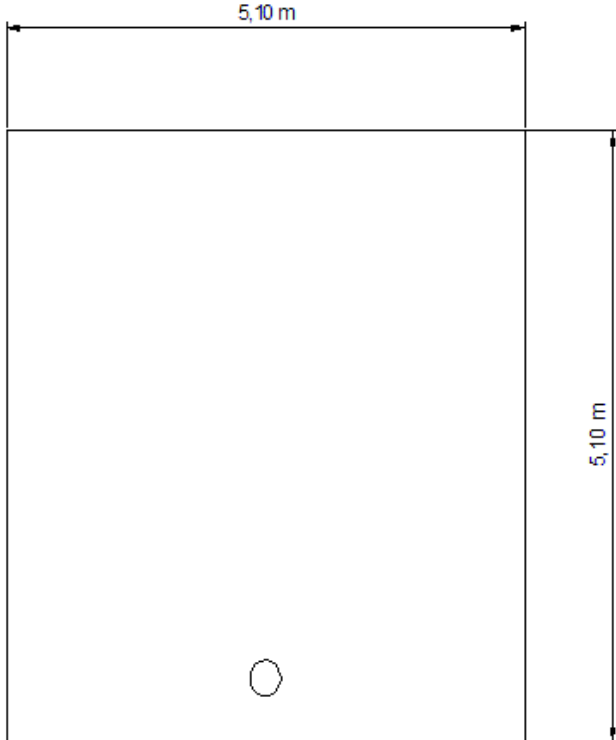
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 6	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de agua de proceso	
 M.I.R. CONSTRUCCIONES	Material de construcción: Plástico reforzado con fibra de vidrio
Función:	
<p>El tanque de almacenamiento del agua de proceso es un tanque que provee agua para la formación de las soluciones requeridas en el proceso. Trabaja a presión y temperatura ambiental.</p>	
Dimensiones: Altura (m) 5,10 Diámetro (m) 5,10	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 102,80
Esquema del equipo:	
	

Tabla 4.13. Hoja de especificación del tanque de formación de solución de ácido cítrico


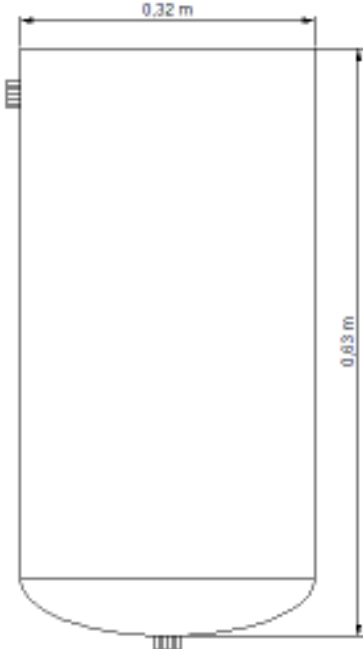
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 7	
Nombre del equipo: Tanque de formación de solución de ácido cítrico	
 M.I.R. CONSTRUCCIONES	Material de construcción: Plástico reforzado con fibra de vidrio
	Identificación en planta: TK-102
Función: El tanque de solución de ácido cítrico es un tanque agitado de fondo toriesférico que se encarga de la formación de dicha solución, mediante la disolución de ácido cítrico en agua. Trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Altura (m) 0,63 Diámetro (m) 0,32	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 0,05
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;">  </div>	

Tabla 4.14. Hoja de especificación del tanque de formación de solución de sulfato ferroso


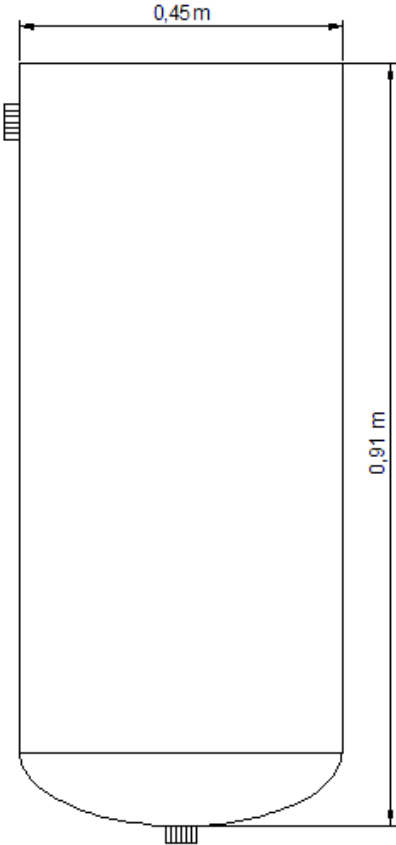
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 8	
Nombre del equipo: Tanque de formación de solución de sulfato ferroso	
 M.I.R. CONSTRUCCIONES	Material de construcción: Plástico reforzado con fibra de vidrio
	Identificación en planta: TK-103
Función: El tanque de solución de sulfato ferroso es un tanque agitado de fondo toriesférico que se encarga de la formación de dicha solución, mediante la disolución de sulfato ferroso en agua. Trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Altura (m) 0,91 Diámetro (m) 0,45	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 0,15
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.15. Hoja de especificación del tanque de formación de solución de hidróxido de sodio


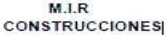
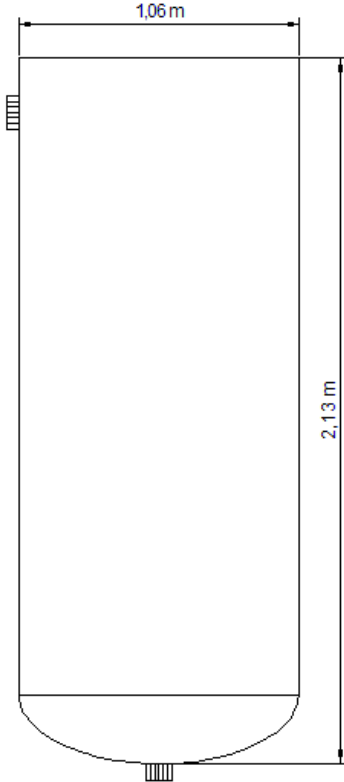
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 9	
Nombre del equipo: Tanque de formación de solución de hidróxido de sodio	
Fabricante: MIR – CONSTRUCCIONES  	Material de construcción: Plástico reforzado con fibra de vidrio Identificación en planta: TK-104
Función: El tanque de solución de hidróxido de sodio es un tanque agitado de fondo toriesférico que se encarga de la formación de dicha solución, mediante la disolución de hidróxido de sodio en agua. Trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Altura (m) 2,13 Diámetro (m) 1,06	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 1,89
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.16. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno


HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 10	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno	
Fabricante: PLASTIMET 	Material de construcción: Polietileno de alta densidad Identificación en planta: TK-203
Función: El tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno es un tanque de fondo plano que cuenta con protección de rayos UV y se encarga del almacenamiento de dicha solución para dosificarlo a la etapa de reacción. Trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones*: Altura (m) 1,90 Diámetro (m) 2,00 *Valores comerciales	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 5,50 Volumen nominal comercial (m ³) 5,00
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.17. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico


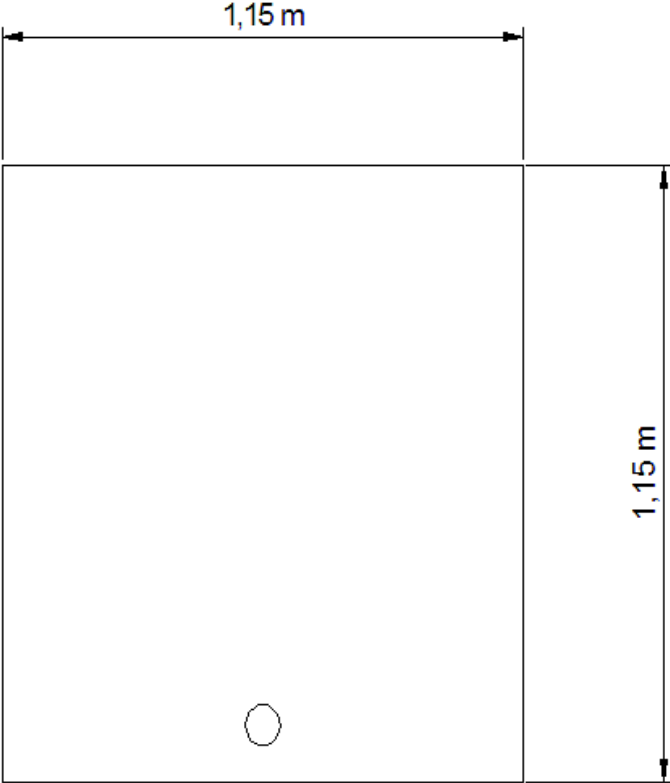
HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 11	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico	
	Material de construcción: Acero inoxidable 304
	Identificación en planta: TK-206
Función: El tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico es un tanque de fondo plano que se encarga de almacenar dicha solución para dosificarla a la etapa de neutralización. Trabaja a presión y temperatura ambiental.	
Dimensiones: Altura (m) 1,15 Diámetro (m) 1,15	Parámetros de diseño: Volumen nominal (m ³) 1,21
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;">  </div>	

Tabla 4.18. Hoja de especificación del depósito de almacenamiento de lodos


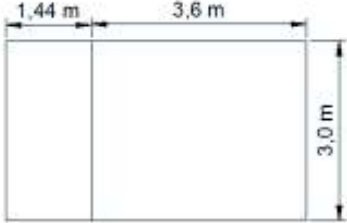
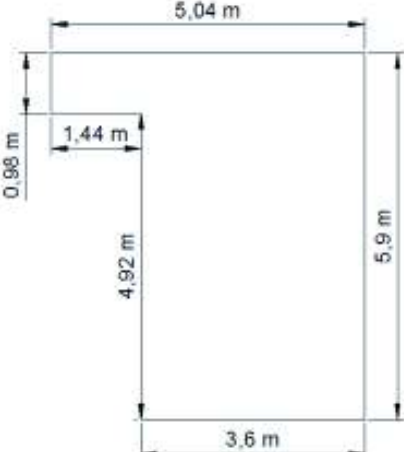

HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 12	
Nombre del equipo: Depósito de almacenamiento de lodos	
Fabricante: Fabricación Nacional	Material de construcción: Concreto con membrana impermeabilizante
	Identificación en planta: D-201
Función: <p>El depósito de almacenamiento provisional de lodos es un tanque rectangular enterrado compuesto por 2 zonas de cuya finalidad es albergar temporalmente a los lodos que salen de la etapa de sedimentación para que éstos puedan contar con una disposición final.</p> <p>Trabaja a presión y temperatura ambiental.</p>	
Dimensiones: Zona 1 Longitud (m) 1,44 Ancho (m) 0,98 Profundidad (m) 3,00 Zona 2 Longitud (m) 5,90 Ancho (m) 3,60 Profundidad (m) 3,00	Parámetros de diseño: Volumen (m ³) 68,00
Esquema del equipo: <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: flex-start;"> <div style="text-align: center;"> Vista frontal  </div> <div style="text-align: center;"> Vista superior  </div> </div> <div style="margin-top: 20px; text-align: center;"> Vista lateral  </div>	

Tabla 4.19. Hoja de especificación de bombas centrífugas



HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 13																																																				
Nombre del equipo: Bombas centrífugas del sistema complementario de tratamiento																																																				
Fabricante: Pedrollo/IHM Distribuidor: IMPEX Ecuatoriana C.A. 		Material de construcción: Acero inoxidable 304																																																		
		Identificación en planta: P-101 A/B, P-102 A/B, P-103 A/B ,P-104 A/B, P-201 A/B, P-202 A/B, P-203 A/B, P-204 A/B, P-205 A/B, P-206 A/B, P-208 A/B																																																		
Función: Las bombas de tipo centrífugas requeridas por el sistema complementario de tratamiento se encargan de impulsar el fluido desde los puntos iniciales y finales que corresponde a los sistemas de bombeo detallados en el Anexo XVII, Tabla AXVII.5																																																				
Dimensiones: Longitud (m) 0,296 Ancho (m) 0,186 Altura (m) 0,206		Parámetros de diseño: <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse; text-align: center;"> <thead> <tr> <th style="text-align: left;">Bomba</th> <th>Potencia (HP)</th> <th>Caudal máximo (m³/min)</th> <th>TDH (psi)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>P 101 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> <tr><td>P 102 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> <tr><td>P 103 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> <tr><td>P 104 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> <tr><td>P 201 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> <tr><td>P 202 A/B</td><td>7,5</td><td>1,03</td><td>25</td></tr> <tr><td>P 203 A/B</td><td>3,0</td><td>0,18</td><td>44</td></tr> <tr><td>P 204 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> <tr><td>P 205 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> <tr><td>P 206 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> <tr><td>P 208 A/B</td><td>1,0</td><td>0,16</td><td>28</td></tr> </tbody> </table>			Bomba	Potencia (HP)	Caudal máximo (m ³ /min)	TDH (psi)	P 101 A/B	1,0	0,16	28	P 102 A/B	1,0	0,16	28	P 103 A/B	1,0	0,16	28	P 104 A/B	1,0	0,16	28	P 201 A/B	1,0	0,16	28	P 202 A/B	7,5	1,03	25	P 203 A/B	3,0	0,18	44	P 204 A/B	1,0	0,16	28	P 205 A/B	1,0	0,16	28	P 206 A/B	1,0	0,16	28	P 208 A/B	1,0	0,16	28
Bomba	Potencia (HP)	Caudal máximo (m ³ /min)	TDH (psi)																																																	
P 101 A/B	1,0	0,16	28																																																	
P 102 A/B	1,0	0,16	28																																																	
P 103 A/B	1,0	0,16	28																																																	
P 104 A/B	1,0	0,16	28																																																	
P 201 A/B	1,0	0,16	28																																																	
P 202 A/B	7,5	1,03	25																																																	
P 203 A/B	3,0	0,18	44																																																	
P 204 A/B	1,0	0,16	28																																																	
P 205 A/B	1,0	0,16	28																																																	
P 206 A/B	1,0	0,16	28																																																	
P 208 A/B	1,0	0,16	28																																																	
Esquema del equipo: 																																																				

Tabla 4.20. Hoja de especificación de bombas de desplazamiento positivo

HOJA DE ESPECIFICACIÓN No. 14												
Nombre del equipo: Bombas de desplazamiento positivo del sistema complementario de tratamiento												
Fabricante: Pedrollo/IHM Distribuidor: IMPEX Ecuatoriana C.A.		Material de construcción: Acero inoxidable 304										
		Identificación en planta: P-207 A/B										
Función: Las bombas de tipo reciprocantes requeridas por el sistema complementario de tratamiento se encargan de impulsar los lodos desde el fondo de los sedimentadores hasta el depósito de lodos.												
Dimensiones: Longitud (m) 0,296 Ancho (m) 0,186 Altura (m) 0,206		Parámetros de diseño: <table border="1" style="width: 100%; text-align: center;"> <thead> <tr> <th>Bomba</th> <th>Potencia (HP)</th> <th>Caudal máximo (m³/min)</th> <th>TDH (psi)</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>P 207 A/B</td> <td>7,5</td> <td>2,01</td> <td>15</td> </tr> </tbody> </table>			Bomba	Potencia (HP)	Caudal máximo (m ³ /min)	TDH (psi)	P 207 A/B	7,5	2,01	15
Bomba	Potencia (HP)	Caudal máximo (m ³ /min)	TDH (psi)									
P 207 A/B	7,5	2,01	15									
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;">  </div>												

5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

5.1. COSTOS DIRECTOS

Los costos directos del sistema complementario de tratamiento vienen dados por los costos de los equipos principales y secundarios, así como los sistemas de agitación, bombeo y control que se detallan en el Anexo XIX. En la Tabla 5.1 se muestra los costos totales directos del sistema complementario de tratamiento.

Tabla 5.1. Costos directos del sistema complementario de tratamiento

Equipo/Sistema	Costo Total (USD)
Equipos principales	92 153,55
Equipos secundarios	22 808,31
Sistemas de agitación y bombeo	192 001,60
Tuberías, válvulas y accesorios	25 819,70
Sistema de control	16 576,00
Construcción e infraestructura	82 146,07
Total	431 505,23

Adicionalmente se obtuvo el costo de mantenimiento como el 10 % del costo directo de sistema complementario de tratamiento (Sinnott, 2005, p. 262). Por lo tanto el costo anual de mantenimiento resultó ser de 43 150,52 USD.

5.2. COSTOS INDIRECTOS

Los costos indirectos del sistema complementario de tratamiento representan el personal encargado de la operación del sistema complementario de tratamiento, este rubro no fue considerado, pues al ser un sistema complementario de tratamiento de una planta ya existente, el personal existente fue encargado de la operación y supervisión de la misma.

El costo de transporte de reactivos, no fue un rubro considerado, puesto que, el sistema complementario de tratamiento pertenece a una PTAR existente, y este valor fue asumido por la empresa.

5.3. COSTOS OPERATIVOS

Los costos operativos incluyen los precios del consumo de reactivos, energía y agua. En el Anexo XIX se detallan los criterios y cálculos para la obtención de los valores totales mensuales de dichos insumos requeridos en el sistema complementario y del costo de tratamiento por metro cúbico de efluente. En la Tabla 5.2 se muestran dichos valores.

Tabla 5.2. Costo mensual operativo del sistema complementario de tratamiento

Costo mensual	Valor (USD)
Reactivos	13 015,94
Agua	185,04
Energía	1 104,60
TOTAL	14 305,59

Una vez obtenido el costo de operación mensual, se determinó que el costo del tratamiento por metro cúbico de efluente resultó ser de 4,25 USD.

5.4. ANÁLISIS COSTO BENEFICIO

En proyectos ambientales, como el tratamiento de aguas residuales, la cuantificación de los beneficios se enfoca en el “costo evitado” asociado a la contaminación ambiental (Hernández, Molinos y Sala, 2010, p. 6).

El análisis del costo beneficio de la implementación del sistema complementario de tratamiento se realizó mediante una comparación de los costos de mantenimiento y de operación en contraste con los “beneficios” de prevención de

multas de tipo económica y legal que la empresa puede adquirir debido al incumplimiento de la Legislación Ambiental y de la Constitución del Ecuador.

El Código Orgánico del Ambiente, Registro Oficial Nro. 983, en los Artículos 322 y 323 se establecen las multas con base en la capacidad económica de las personas naturales o jurídicas donde se considera la afectación al ambiente. En este caso, EPMAPS al ser una empresa pública y no garantizar las acciones pertinentes para asegurar un eficiente saneamiento ambiental, incurriría en una violación de los derechos de la naturaleza (Asamblea Nacional del Ecuador, 2017, p. 61).

Se tomó como referencia lo establecido en el Artículo 326 del Registro Oficial Nro. 983, la multa administrativa que recibiría la empresa (perteneciente al grupo D) por infracciones ambientales muy graves, en cuyo caso tiene un valor de doscientos salarios mínimos unificados (Asamblea Nacional del Ecuador, 2017, p. 61).

Además, al incurrir en un delito grave contra el medio ambiente, y de determinarse dicha infracción, las autoridades podrían establecer acciones de carácter penal contra la empresa, por lo que se le podría aplicar las multas establecidas en el Código Orgánico Integral Penal, que en el Artículo 258, establece una sanción económica de quinientos a mil salarios básicos unificados del trabajador en general, clausura definitiva, comiso y la remediación de los daños ambientales, si el delito tiene prevista una pena de privación de libertad superior a cinco años (Asamblea Nacional del Ecuador, 2014, p. 40).

En el Anexo AXIX.4 se muestra el detalle de los cálculos para obtener la relación costo beneficio y en la Tabla 5.3 se muestra un resumen de los mismos.

Tabla 5.3. Resumen del análisis costo-beneficio

Rubro	Valor
Costo mensual de mantenimiento (USD)	43 150,52
Costo mensual operativo (USD)	171 660,48
Costo multa (USD)	450 000,00
Relación costo beneficio	2,10

La relación costo beneficio obtenida fue de 2,10, dado que este valor resultó mayor que 1, en términos financieros la implementación de este proyecto es recomendable, puesto que los beneficios que obtendría la empresa son mayores a los costos considerados (Khan y Hawley, 2014, p. 5).

Además del beneficio económico que pueda representar la implementación del sistema complementario de tratamiento, es importante considerar los beneficios ambientales que conlleva mejorar la calidad del agua que se descarga a los ríos de nuestro país garantizando de esta manera el derecho a la restauración y preservación de la naturaleza.

6. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ACERIEGO. (2017). *Proforma de tuberías y accesorios*. Octubre (2017).
2. Aduana del Ecuador. (2012). *Resolución Nro. SENAE-DGN-2012-0149-RE*. Recuperado de: <https://www.aduana.gob.ec/files/pro/leg/res/2012/SENAE-DGN-2012-0149-RE.PDF> (Octubre, 2017).
3. Agencia de Regulación y Control de Electricidad (ARCONEL). (2017). *Pliego tarifario para las empresas eléctricas*. Recuperado de: <http://www.regulacionelectrica.gob.ec/wp-content/upload/downloads/2017/01/Pliego-y-Cargos-Tarifarios-SPEE-2017.pdf> (Septiembre, 2017).
4. Alibaba. (2007). *Proforma de reactivos*. (Julio, 2017).
5. American Chemical Society. (2005). *Química: un proyecto de la American Chemical Society*. Barcelona, España: Reverté.
6. American National Standard Institute. (2009). *Código ANSI/ISA-S5.1-2009. Instrumentation Symbols and Identification*.
7. American Petroleum Institute. (1991). *Código API Recommended practice 14 E: Recommended practice for design and installation of offshore production platform piping systems*. Washington D.C, United States.
8. Arboleda, J. (2000). *Teoría y Práctica de la Purificación del agua*. (3ra. ed.). Santafé de Bogotá, Colombia: McGraw-Hill.
9. Arslan, I. y Erdinc, E. (2006). *Effect of photochemical treatment on the biocompatibility of a commercial nonionic surfactant used in the textile industry*. Doi: 10.1016/j.watres.2006.07.014

10. Asamblea Nacional del Ecuador. (2014). *Código Orgánico Integral Penal. Registro Oficial N° 180*. Quito, Ecuador.
11. Asamblea Nacional del Ecuador. (2017). *Código Orgánico del Ambiente. Registro Oficial N° 983*. Quito, Ecuador.
12. Beretta, G., Pellegrini, R., Raffaelli, L., Raimondi, P. y Rizzi, S. (2006). *Linee guida per la verifica del trattamento chimico in situ dei terreni e delle acque sotterranee*. Recuperado de: <https://goo.gl/tK6uN9> (Febrero, 2017).
13. Berg, J., Stryer, L., Tymoczko, J. (2007). *Bioquímica*. Reverté: España. Recuperado de: <https://goo.gl/8SDYR6> (Marzo, 2017).
14. Caffarena, V., Ogasawara, T., Capitaneo, J. y Pinho, M. (2008). *Co₂Z hexaferrite obtained by the citrate precursor method in an inert atmosphere*. Doi: <http://dx.doi.org/10.1590/S1517-70762008000200016>
15. Corripio, A. (2002). *Quick Design of Reactors*. Recuperado de: <http://chemicaljobs.in/technical/reactor-design-simple-basics.pdf> (Junio, 2017).
16. Couper, J., Penney, W., Fair, J. y Walas, S. (2012). *Chemical Process Equipment*. (3era. ed.). Elsevier.
17. Crites, R y Tchobanoglous, G. (2000). *Tratamiento de Aguas Residuales en pequeñas poblaciones*. Santafé de Bogotá, Colombia: McGraw-Hill.
18. DABULITSA S.A. (2017). *Proforma sistema de control*. (Octubre, 2017).
19. Empresa Pública Metropolitana de Agua y Saneamiento EPMAPS. (2017). *Pliego tarifario EPMAPS*. Recuperado de: <https://www.aguaquito>

.gob.ec/sites/default/files/documentos/pliego_tarifario_epmaps.pdf
(Septiembre, 2017).

20. ENERGOS. (2017). *Proforma construcción e infraestructura*.(Septiembre, 2017).
21. Felder, R. y Rousseau, R. (1991). *Principios elementales de los procesos químicos*. (2da. ed.). Estados Unidos: Addison-Wesley Iberoamericana.
22. FERRO ACEROS. (2017). *Proforma tuberías acero inoxidable*. (Octubre, 2017).
23. Google. (2017). Recuperado de: <https://www.google.com.ec/maps/@-0.04959,-78.3061988,382m/data=!3m1!1e3> (Junio, 2017).
24. Guerra, G. (2007). Control automático y simulación digital. Quito, Ecuador: Imprefepp
25. Hernández, F., Molinos, M. y Sala, R. (2010). *Estudio de Viabilidad Económica para el tratamiento de aguas residuales a través de un análisis coste-beneficio*. Recuperado de: <https://dialnet.unirioja.es/descarga/articulo/3673255.pdf> (Septiembre, 2017).
26. Himmelblau, D. (2002). *Principios básicos y cálculos en ingeniería química*. (6ta. ed.). México: Pearson Educacion Company.
27. Ikehata, K. y Gamal El-Din, M. (2004). *Degradation of Recalcitrant Surfactants in Wastewater by Ozonation and Advanced Oxidation Processes: A Review*. Doi: 10.1080/01919510490482160
28. ILO-ICSC (International Labour Organization- International Chemical Safety Cards). (2004). *Citric Acid Monohydrate*. Recuperado de: http://www.ilo.org/dyn/icsc/showcard.display?p_card_id=0704 (Febrero, 2017).

29. IMPEX ECUATORIANA. C.A (2017). *Proforma bombas*. (Octubre, 2017).
30. Kakarla, P., Andrews, T., Greenberg, R. y Zervas, D. (2002). *Modified Fenton's Processes for Effective In-Situ Chemical Oxidation-Laboratory and Field Evaluation*. Doi: 10.1002/rem.10043
31. Karatas, M., Argun, Y. y Argun, M. (2012). *Decolorization of antraquinonic dye, Reactive Blue 114 from synthetic wastewater by Fenton process: Kinetics and thermodynamics*. Doi: 10.1016/j.jiec.2011.12.007
32. Khan, F. y Hawley, K. (2014). *Introducción al análisis costo-beneficio*. Recuperado de: file:///C:/Users/COMPANY/Downloads/CRFTM_Set3-5-Espanol_141111.pdf (Octubre, 2017).
33. King County. (2017). *Circular Sedimentation (Settling) Tank - Batch Discharges Gravity Discharges*. Recuperado de: http://www.kingcounty.gov/~media/services/environment/wastewater/industrial-waste/docs/TechAssistance/1512_1-CircularSedTank-Gravity_Stps123.aspx?la=en (Junio, 2017).
34. KLM Technology Group. (2011). *Layout and Spacing: Project Standards and Specifications*. Recuperado de: http://kolmetz.com/pdf/ess/PROJECT_STANDARDS_AND_SPECIFICATIONS_layout_and_spacing_Rev1.0.pdf (Junio, 2017).
35. Kosseva, M. y Webb, C. (2013). *Food Industry Wastes: Assessment and Recuperation of Commodities*. Recuperado de: <https://goo.gl/kHRRax> (Junio, 2017).
36. KYWI S.A. (2017). *Proforma tuberías y accesorios*. (Octubre, 2017).
37. LabChem. (2012). *Sodium Hydroxide, 1.0 M*. Recuperado de:

<http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC24350.pdf> (Febrero, 2017).

38. Laguerie, C., Aubry, M. y Couderc, J.P. (1976). *Some Physicochemical Data on Monohydrate Citric Acid Solutions in Water: Solubility, Density, Viscosity, Diddudivity, pH of Standard Solution, and Refractive Index*. Doi: 10.1021/je60068a031
39. Laliberté, M. (2007). *Model for Calculating the Viscosity of Aqueous Solutions*. Doi: 10.1021/je0604075
40. Larue, O. y Vorobiev, E. (2003). *Floc size estimation in iron induced electrocoagulation and coagulation using sedimentation data*. Doi: 10.1016/S0301-7516(03)00026-7
41. Li, YC., Bachas, L. y Bhattacharyya, D. (2005). *Kinetics Studies of Trichlorophenol Destruction by Chelate-Based Fenton Reaction*. Doi: <https://doi.org/10.1089/ees.2005.22.756>
42. Losada, A. (2009). *El riego: Fundamentos hidráulicos*. (4ta.ed.). Madrid, España: Ediciones Mundi-Prensa.
43. Mappa, G. (2014). *Pre-Trattamento di Liquami Industriali mediante Ossidazione Chimica FENTON per il miglioramento della biodegradabilità, la rimozione del COD e dei Tensioattivi Anionici*. Recuperado de: <https://anovastudi.files.wordpress.com/2014/01/swt-fntdemo.pdf> (Marzo, 2017).
44. Maron, S. y Prutton, C. (1993). *Fundamentos de Fisicoquímica*. (1ra. ed.). México D.F., México: Limusa., D.F., México: Limusa
45. McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2002). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. (6ta. ed.). México: McGrawHill

46. McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. (7ma. ed.). México: McGrawHill.
47. METALMEG. (2017). *Proforma de tanques de acero inoxidable*. (Agosto, 2017)
48. Metcalf y Eddy. (1995). *Ingeniería de Aguas Residuales*. Madrid, España: McGraw-Hill, Inc.
49. Mills, A. (1995). *Transferencia de Calor*. Madrid, España: IRWIN.
50. Ministerio de Ambiente. (2015). *Acuerdo Ministerial 097-A*. (Edición especial). Quito, Ecuador.
51. Ministerio de Ambiente. (2017). *El agua de Quito recibe certificación internacional*. Recuperado de: <http://www.elcomercio.com/actualidad/agua-quito-certificacion-internacional-reconocimiento.html#.WHZ9Tw4DC1E>. email (Enero, 2017)
52. Ministerio del Trabajo. (2016). *Acuerdo Ministerial MTD-2016 0300*. Quito, Ecuador.
53. M.I.R CONSTRUCCIONES. (2017). *Proforma de tanques de fibra de vidrio*. (Septiembre, 2017).
54. Morillo, L. (2017). *Disminución de Tensoactivos y Coliformes en aguas residuales domésticas mediante Procesos Fenton*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
55. Moss, D. (2004). *Pressure Vessel Design Manual*. (3ra. ed.). Oxford, United Kingdom: Elsevier.

56. Mott, R. (2006). *Mecánica de fluidos*. (6ta. ed.). México: Pearson Educación de México.
57. National Aeronautics and Space Administration (NASA). (2017). *Surface meteorology and Solar Energy – Available Tables*. Recuperado de: <https://goo.gl/icGf7A> (Junio, 2017).
58. Olguín, E., Sanchez, G. y Hernández, E. (2000). *Biotechnology and Cleaner Bioprocesses*. Recuperado de: <https://goo.gl/8D5ccr> (Junio, 2017).
59. Organización Panamericana de la Salud (OPS). (2005). *Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores*. Recuperado de: <https://goo.gl/n9EXwG> (Abril, 2017).
60. Organización Panamericana de la Salud (OPS). (2005a). *Especificaciones técnicas para la construcción de desarenadores y sedimentadores*. Recuperado de: <https://goo.gl/zNyhTg> (Abril, 2017).
61. PLASTIMET. (2017). *Proforma de Tanques tipo botella*. (Agosto, 2017)
62. Pedrollo. (2017). *Manual de usuario modelo AL-RED: Electrobombas centrífugas en acero inoxidable*. Recuperado de: <http://pedrollo.com.ec/wp-content/uploads/2015/02/AL-RED.pdf> (Septiembre, 2017).
63. PDVSA. (1994). *Preparación de Diagramas de proceso*
64. Perry, R. (2001). *Perry's Chemical Engineers' handbook*. (7ma. ed). United States: McGraw-Hill.
65. Peters, M. y Timmerhaus, K. (1991). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. (4ta. ed.). United States. McGraw-Hill

66. PubChem. Recuperado de: <https://goo.gl/ozWNL5> (Marzo, 2017).
67. QUIMPAC. (2017). *Proforma de ácido sulfúrico*. (Septiembre, 2017)
68. Ramírez, R., Orta, M., Durán, A. y Malpica, J. (2002). *Characterisation and conditioning of Fenton sludges issued from wastewater treatment*. Recuperado de: <http://wst.iwaponline.com/content/46/10/43> (Abril, 2017)
69. Ríos del Prado, J. (2004). *Equilibrios en disolución*. Cochabamba, Bolivia.
70. Rock, C. y Rivera, B. (2014). *La Calidad del agua, E. Coli y su salud*. Recuperado de: <https://extension.arizona.edu/sites/extension.arizona.edu/files/pubs/az1624s.pdf> (Febrero, 2017).
71. Romero, J. (2002). *Tratamiento de Aguas Residuales. Teoría y principios de diseño*. (2da. ed). Bogotá, Colombia: Escuela Colombiana de Ingeniería.
72. Rocha, A. (2007). *Hidráulica de tuberías y canales*. (1era. ed.). Lima, Perú.
73. San Sebastián, N., Fíguls, J., Font, X. y Sánchez, Z. (2003). *Pre-oxidation of an extremely polluted industrial wastewater by the Fenton's reagent*. *Journal of Hazardous Materials*, 101(3), 315–322. Doi: [http://doi.org/10.1016/S0304-3894\(03\)00207-3](http://doi.org/10.1016/S0304-3894(03)00207-3)
74. Sánchez, C. (2015). *Fichas Técnicas de Etapas de Proceso de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales de la Industria Textil: Reacciones fenton*. Recuperado de: <https://goo.gl/XQir3d> (Enero, 2017).
75. Sanz, J., Lombraña, J. y De Luis, A. (2013). *Estado del arte en la oxidación avanzada a efluentes industriales: nuevos desarrollos y futuras tendencias*. Recuperado de: <http://www.raco.cat/index.php>

/afinidad/article/view/268536 (Enero, 2017).

76. Streeter, V., Wylie, E. y Bedford, K. (2000). *Mecánica de Fluidos*. (9na. ed.). Santafé de Bogotá, Colombia: McGraw-Hill Interamericana S.A.
77. Sinnot, R. (2005). *Chemical Engineering Design*. (4ta. ed.). Oxford, United Kingdom: Elsevier.
78. Skoog, D., West, D., Holler, J. y Crouch, S. (2015). *Fundamentos de Química Analítica*. (9na. ed.). México D. F., México: Cengage Learning
79. Tamayo, A. (2017). *Proforma construcción e infraestructura*.(Septiembre, 2017)
80. Tankha A. (1981). *Selecting formed heads for cylindrical vessels*. Chemical Engineering, 88(11)
81. Titan Unichem. (2017). *Hidróxido de sodio perlas (CAS 1310-73-2)*. Recuperado de: http://spanish.titanunichem.com/products/sodium-hydroxide-caustic-soda-flakes-pearls-CAS-1310-73-2-naoh-28252_70.html (Junio, 2017).
82. Ukpata, J. y Ephraim, M. (2012). *Flexural and tensile strength properties of concrete using lateritic sand and quarry dust as fine aggregate*. Recuperado de: http://www.arpnjournals.com/jeas/research_papers/rp_2012/jeas_0312_659.pdf (Julio, 2017).
83. UNESCO. (2017). *Informe Mundial de las Naciones Unidas sobre el Desarrollo de los Recursos Hídricos 2017, Aguas residuales: El recurso desaprovechado*. Recuperado de: <http://unesdoc.unesco.org/images/0024/002476/247647s.pdf> (Agosto, 2017).

84. Ures, P., Jácome, A. y Suarez, J. (2015). *Fichas Técnicas de Etapas de Proceso de Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales de la Industria Textil: Neutralización. Serie: pretratamientos*. Recuperado de: <https://goo.gl/ydyp92> (Enero, 2017).
85. Von Sperling, M. y De Lemos, C. (2005). *Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions*. (1era. ed.). London, United Kingdom: IWA.
86. Xu, J., Xin, L., Huang, T. y Chang, K. (2011). *Enhanced bioremediation of oil contaminated soil by graded modified Fenton oxidation*. 23(11), 1873–1879. Doi: [http://doi.org/10.1016/S1001-0742\(10\)60654-7](http://doi.org/10.1016/S1001-0742(10)60654-7)
87. Zhang, D., Sheng, S. y Gao, Z. (2012). *Optimal Design of the large-diameter spinning torispherical head*. Doi: 10.4028/www.scientific.net/AMR.544.194

ANEXOS

ANEXO I

CÁLCULO DE PROPIEDADES Y CANTIDADES REQUERIDAS PARA EL BALANCE DE MASA

Los cálculos del presente trabajo fueron realizados en el programa Microsoft Excel, los resultados expresados en los ejemplos de cálculo pueden diferir en decimales.

Para el balance de masa del proceso se necesita conocer el caudal diseño con el que opera la planta ya existente, cuyo valor es de 1,3 L/s que corresponde a 112,32 m³/día.

$$Q_{\text{diseño}} = 1,3 \frac{\text{L}}{\text{s}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} * \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} = 112,32 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

En la Tabla AI.1 se muestra la densidad del efluente, misma que fue medida en el Laboratorio del Acelerador de Electrones del Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional.

Tabla AI.1. Medidas individuales y promedio de densidad del efluente a 21 °C

Muestra	Densidad (kg/m ³)
1	999,47
2	998,29
3	998,22
4	999,31
Promedio	998,83

El proceso se llevó a cabo por lotes, y se consideraron 6 lotes a ser procesados cada día. Para el balance de masa y las relaciones molares se tomó como base un lote. El volumen de efluente a tratar en cada lote se determinó como el cociente del volumen total de efluente y el número de lotes.

$$\text{Volumen}_{\text{lote}} = \frac{112,32 \text{ m}^3}{6} = 18,72 \text{ m}^3$$

Cantidad de efluente a tratar por lote

$$\text{Masa}_{\text{efluente}} = 18,72 \text{ m}^3 * \frac{998,83 \text{ kg}}{\text{m}^3} = 18\ 698,02 \text{ kg}$$

En la Tabla AI.2 se muestran la concentración de peróxido de hidrógeno (H_2O_2) en función del efluente y las relaciones molares de ácido cítrico y sulfato ferroso obtenidas en la investigación de referencia “*Disminución de tensoactivos y coliformes en aguas residuales domésticas mediante procesos Fenton*” y fueron usadas en el diseño del sistema complementario de tratamiento (Morillo, 2017, p. 8).

Tabla AI.2. Valores de concentración de H_2O_2 y las relaciones molares obtenidas de la investigación de referencia

Parámetro	Valor
Concentración de peróxido de hidrógeno H_2O_2 (mM)	56,33
Relación molar Fe^{2+} : citrato: H_2O_2	1:1:9

(Morillo, 2017, p. 8)

Dada la concentración de peróxido de hidrógeno se calculó el número de moles empleados en el proceso con base en la cantidad de efluente por lote.

$$\text{Moles}_{\text{H}_2\text{O}_2} = 18,72 \text{ m}^3 \text{ efluente} * \frac{1\ 000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} * \frac{56,33 \text{ mmol H}_2\text{O}_2}{\text{L efluente}} * \frac{1 \text{ mol}}{1\ 000 \text{ mmol}}$$

$$\text{Moles}_{\text{H}_2\text{O}_2} = 1\ 054,49 \text{ moles}$$

La masa de peróxido de hidrógeno se calculó con el peso molecular de la sustancia cuyo valor es 34 g/mol (Perry, 2001, p. 2-19).

$$\text{Masa}_{\text{H}_2\text{O}_2} = 1\,054,49 \text{ mol} * \frac{34 \text{ g}}{\text{mol}} * \frac{\text{kg}}{1\,000 \text{ g}} = 35,85 \text{ kg}$$

Se consideró la adición de una solución de peróxido de hidrógeno comercial, cuya concentración en peso es de 50 % y cuya densidad es 1 396,60 kg/m³ (Perry, 2001, p. 2-108).

$$\text{Masa sol}_{\text{H}_2\text{O}_2} = 35,85 \text{ kg H}_2\text{O}_2 * \frac{1 \text{ kg sol H}_2\text{O}_2}{0,5 \text{ kg H}_2\text{O}_2} = 71,71 \text{ kg sol H}_2\text{O}_2$$

$$\text{Volumen}_{\text{H}_2\text{O}_2} = 35,85 \text{ kg H}_2\text{O}_2 * \frac{1 \text{ kg sol H}_2\text{O}_2}{0,5 \text{ kg H}_2\text{O}_2} * \frac{\text{m}^3 \text{ sol H}_2\text{O}_2}{1\,396,60 \text{ kg sol H}_2\text{O}_2} = 0,051 \text{ m}^3$$

La masa de agua que ingresó con la solución comercial de peróxido de hidrógeno fue

$$\text{Masa}_{\text{H}_2\text{O}} = 35,85 \text{ kg H}_2\text{O}_2 * \frac{0,5 \text{ kg H}_2\text{O}}{0,5 \text{ kg H}_2\text{O}_2} = 35,85 \text{ kg H}_2\text{O}$$

Las cantidades de ácido cítrico monohidratado (C₆H₈O₇·H₂O) y sulfato ferroso heptahidratado (FeSO₄·7H₂O) se calcularon a partir de la relación molar de estas sustancias con el peróxido de hidrógeno mostrada en la Tabla A1.2. El cálculo de las cantidades de ácido cítrico monohidratado y sulfato ferroso heptahidratado se muestra a continuación:

$$\frac{\text{moles}_{\text{ácido cítrico}}}{\text{moles}_{\text{H}_2\text{O}_2}} = \frac{1}{9}$$

$$\frac{\text{moles}_{\text{sulfato ferroso}}}{\text{moles}_{\text{H}_2\text{O}_2}} = \frac{1}{9}$$

$$\text{moles}_{\text{ácido cítrico}} = \frac{\text{moles}_{\text{H}_2\text{O}_2}}{9}$$

$$\text{moles}_{\text{ácido cítrico}} = \frac{1}{9} * 1\,054,49 \text{ moles} = 117,17 \text{ moles}$$

$$\text{moles}_{\text{sulfato ferroso}} = \frac{1}{9} * 1\,054,49 \text{ moles} = 117,17 \text{ moles}$$

El cálculo de la cantidad de ácido cítrico monohidratado y sulfato ferroso heptahidratado se obtuvieron con los pesos moleculares de las sustancias cuyos valores son 210 g/mol y 278,02 g/mol respectivamente.

$$\text{masa}_{\text{ácido cítrico}} = 117,17 \text{ moles} * \frac{210 \text{ g}}{\text{mol}} * \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 24,60 \text{ kg}$$

$$\text{masa}_{\text{sulfato ferroso}} = 117,17 \text{ moles} * \frac{278,02 \text{ g}}{\text{mol}} * \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 32,57 \text{ kg}$$

El cálculo de la cantidad de agua necesaria para solubilizar el ácido cítrico monohidratado y sulfato ferroso heptahidratado se determinó a partir de las solubilidades de ambas sustancias en agua a 20 °C. Los valores de solubilidad de cada sustancia a 20 °C, expresadas en gramos de soluto por 100 mL de agua son 59,2 g/100 mL para el ácido cítrico monohidratado y 26,5 g/100 mL para el sulfato ferroso heptahidratado (ILO-ICSC, 2004, p. 1 y Perry, 2001, p. 2-129).

- Para el ácido cítrico monohidratado

$$\text{Volumen}_{\text{agua}} = 24,60 \text{ kg} * \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{100 \text{ mL agua}}{59,2 \text{ g}} * \frac{1 \text{ L}}{1\,000 \text{ mL}} = 41,56 \text{ L}$$

Se consideró la densidad del agua de 1 000 kg/m³

$$\text{Masa}_{\text{agua}} = 41,56 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1\,000 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 41,56 \text{ kg}$$

$$\text{Masa}_{\text{solución ác.cítrico}} = (24,60 + 41,56) \text{ kg} = 66,16 \text{ kg}$$

- Para el sulfato ferroso heptahidratado

$$\text{Volumen}_{\text{agua}} = 32,57 \text{ kg} * \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{100 \text{ mL agua}}{26,5 \text{ g}} * \frac{1 \text{ L}}{1\,000 \text{ mL}} = 122,91 \text{ L}$$

Se consideró la densidad del agua de $1\,000 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Masa}_{\text{agua}} = 122,91 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1\,000 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3} = 122,91 \text{ kg}$$

$$\text{Masa}_{\text{solución sulfato ferroso}} = (32,57 + 122,91) \text{ kg} = 155,50 \text{ kg}$$

El cálculo de las concentraciones de ácido cítrico y sulfato ferroso se muestra a continuación:

- Concentración de la solución de ácido cítrico

$$\text{Concentración}_{\text{ácido cítrico}} = \frac{117,17 \text{ moles}}{41,56 \text{ L}}$$

$$\text{Concentración}_{\text{ácido cítrico}} = 2,819 \text{ M}$$

- Concentración de la solución de sulfato ferroso

$$\text{Concentración}_{\text{sulfato ferroso}} = \frac{117,17 \text{ moles}}{122,91 \text{ L}}$$

$$\text{Concentración}_{\text{sulfato ferroso}} = 0,953 \text{ M}$$

Al momento de la mezcla de las soluciones de ácido cítrico y sulfato ferroso, las concentraciones calculadas anteriormente cambian, por lo que éstas fueron recalculadas considerando la dilución causada por la mezcla.

$$\text{Volumen total}_{\text{agua}} = \text{Volumen}_{\text{agua ac. cítrico}} + \text{Volumen}_{\text{agua sulf. ferroso}}$$

$$\text{Volumen total}_{\text{agua}} = (41,56 \text{ L} + 122,91 \text{ L}) = 164,50 \text{ L}$$

$$\text{Volumen total}_{\text{agua}} = 164,50 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} = 0,1645 \text{ m}^3$$

Se utilizó la Ecuación AI.1 mediante la cual se calcularon las nuevas concentraciones de ácido cítrico y sulfato ferroso necesarias para la etapa de formación y acondicionamiento del complejo.

$$C_1 * V_1 = C_2 * V_2 \quad \text{[AI. 1]}$$

Donde:

C_1 : concentración inicial (M)

V_1 : volumen inicial (L)

C_2 : concentración final (M)

V_2 : volumen final (L)

- Concentración final de ácido cítrico

$$2,819 \text{ M} * 41,56 \text{ L} = C_2 * 164,50 \text{ L}$$

$$C_2 = \frac{2,819 \text{ M} * 41,56 \text{ L}}{164,50 \text{ L}} = 0,712 \text{ M}$$

- Concentración final de sulfato ferroso

$$0,9531 \text{ M} * 122,91 \text{ L} = C_2 * 164,50 \text{ L}$$

$$C_2 = \frac{0,9531 \text{ M} * 122,91 \text{ L}}{164,50 \text{ L}} = 0,712 \text{ M}$$

ANEXO II

BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE FORMACIÓN Y ACONDICIONAMIENTO DEL COMPLEJO

Como se mencionó en la descripción del proceso, el complejo fue formado por ácido cítrico (agente quelante) y el ion ferroso, Fe^{2+} , y acondicionado sucesivamente a los valores de pH de 2,8 y 4,5 por la adición de una solución de hidróxido de sodio. Inicialmente, se lleva a la mezcla a un valor de pH de 2,8 y se tiene un tiempo de mezcla de 30 minutos. Luego dicha mezcla se lleva a un valor de pH de 4,5 con un período de mezcla de 30 minutos. Con este procedimiento, se obtiene el complejo listo para su uso.

Para comprender la formación del complejo, primero se realizó una explicación de los equilibrios de las especies del ácido cítrico y sulfato ferroso en función del pH del medio. Posteriormente se realizaron los cálculos de la adición de una solución de hidróxido de sodio NaOH (1 M) para el acondicionamiento del pH de la mezcla.

El ácido cítrico es un ácido débil poliprótico, presenta 3 grupos carboxilo (-COOH) en su estructura molecular representada en la Figura AII.1.

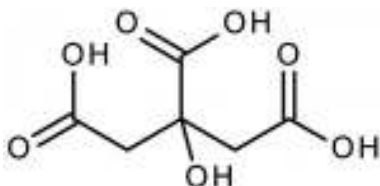
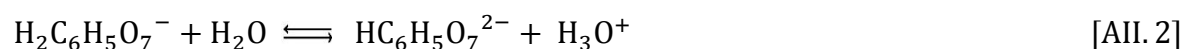
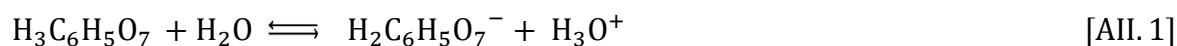
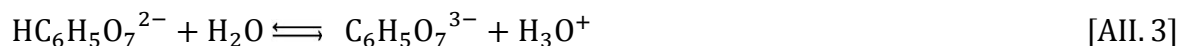


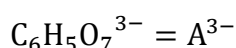
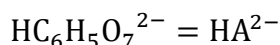
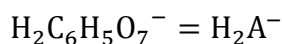
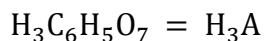
Figura AII.1. Estructura molecular del ácido cítrico

Cuando el ácido cítrico se encuentra en medio acuoso, tienen lugar tres disociaciones como se muestran a continuación en las Ecuaciones AII.1-3:





Con el objetivo de simplificar las expresiones se consideraron a las especies del ácido cítrico como:



En solución acuosa, las cuatro especies del ácido cítrico pueden coexistir, y es el valor de pH el que define la proporción relativa de éstas. Cualquier variación de pH ocasiona una perturbación del equilibrio, y por lo tanto, se favorece el aumento de la proporción de alguna especie en desmedro de otras (Ríos del Prado, 2004, p.147).

Es así que se puede conocer la concentración molar de cada especie a diferentes valores de pH mediante las fracciones de cada especie (α_j) con las siguientes expresiones (Ríos del Prado, 2004, p.147):

$$\alpha_0 = \frac{[\text{H}_3\text{A}]}{C_a} = \frac{[\text{H}_3\text{O}^+]^3}{[\text{H}_3\text{O}^+]^3 + k_{a1}[\text{H}_3\text{O}^+]^2 + k_{a1}k_{a2}[\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1}k_{a2}k_{a3}} \quad [\text{AII. 4}]$$

$$\alpha_1 = \frac{[\text{H}_2\text{A}^-]}{C_a} = \frac{k_{a1}[\text{H}_3\text{O}^+]^2}{[\text{H}_3\text{O}^+]^3 + k_{a1}[\text{H}_3\text{O}^+]^2 + k_{a1}k_{a2}[\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1}k_{a2}k_{a3}} \quad [\text{AII. 5}]$$

$$\alpha_2 = \frac{[\text{HA}^{2-}]}{C_a} = \frac{k_{a1}k_{a2}[\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{H}_3\text{O}^+]^3 + k_{a1}[\text{H}_3\text{O}^+]^2 + k_{a1}k_{a2}[\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1}k_{a2}k_{a3}} \quad [\text{AII. 6}]$$

$$\alpha_3 = \frac{[\text{A}^{3-}]}{C_a} = \frac{k_{a1}k_{a2}k_{a3}}{[\text{H}_3\text{O}^+]^3 + k_{a1}[\text{H}_3\text{O}^+]^2 + k_{a1}k_{a2}[\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1}k_{a2}k_{a3}} \quad [\text{AII. 7}]$$

$$1 = \alpha_0 + \alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 \quad [\text{AII. 8}]$$

Donde:

C_a es la concentración analítica del ácido cítrico (M)

k_{a1} , k_{a2} y k_{a3} : corresponden a los valores de las constantes de disociación ácida del ácido cítrico, mismas que se presentan en la Tabla AII.1.

Tabla AII.1. Valores de los pK_a y las constantes de disociación ácida del ácido cítrico a 25°C

pK_a^1	k_a
3,14	$7,24 \times 10^{-4}$
4,77	$1,69 \times 10^{-5}$
6,39	$4,07 \times 10^{-7}$

(Berg, Stryer y Tymoczko, 2007, p. 1030)

Con los valores de k_a y pH, se pueden obtener las fracciones de las especies del ácido cítrico. La Figura AII.2 muestra la gráfica de las fracciones de las especies de ácido cítrico (α_0 , α_1 , α_2 y α_3) en función del valor de pH. Se puede observar que a medida que cambia el pH de la solución, la variación de las proporciones de las especies se hace evidente.

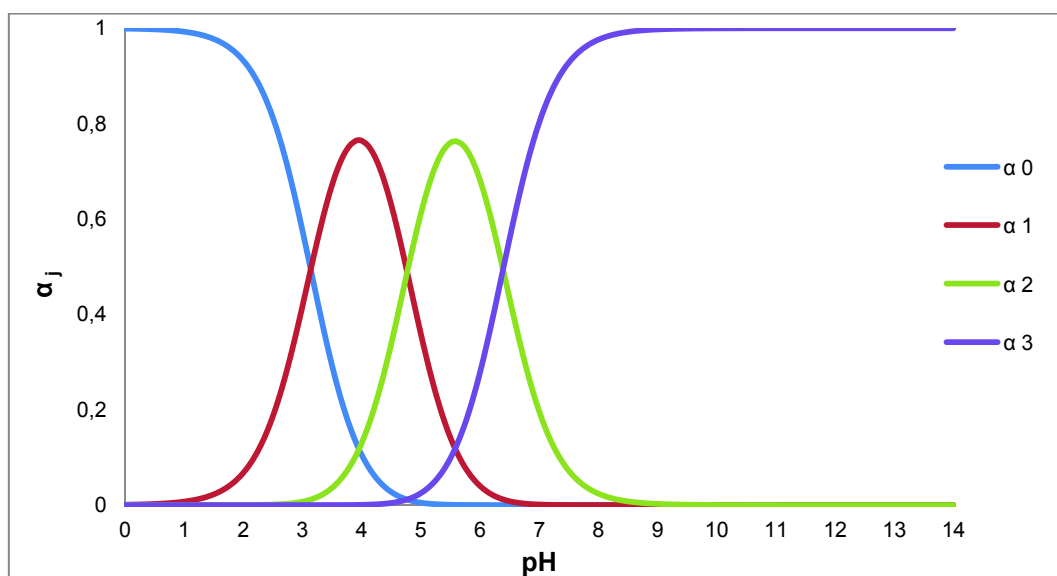


Figura AII.2. Fracciones α_j para las especies del ácido cítrico como una función del pH

¹ $pK_a = -\log k_a$

Por lo expuesto anteriormente, para determinar la cantidad de hidróxido de sodio (NaOH) necesaria, se consideró un “modelo de adición de base fuerte a un ácido débil polifuncional”. Es sabido que cuando se titula un ácido débil polifuncional con una base fuerte, se tienen varios puntos de equivalencia, es decir, valores de pH a los que se consume el primer protón, el segundo protón, etc. Estos valores son característicos del ácido débil.

Por lo tanto, se determinaron dichos valores de pH para saber las formas iónicas presentes en la solución al valor de pH que se desea alcanzar. Primero, se calcularon los volúmenes de la solución de NaOH 1 M que se requieren para llegar a los tres “puntos de equivalencia” mismos que son referenciales para fines de este trabajo.

De manera general, la reacción total de neutralización del ácido cítrico con el NaOH se expresa mediante la Ecuación AII.9



La adición gradual de la solución de NaOH a una solución de ácido cítrico ocasiona que primero se neutralice uno de los tres hidrógenos ácidos. Esto significa que a medida que se agregue la solución de NaOH, progresivamente aumentará la concentración de la especie H_2A^- . La reacción que tiene lugar para el primer “punto de equivalencia” es:



De la misma manera, las reacciones que tienen lugar en los puntos de equivalencia restantes son las siguientes:

En el “segundo punto de equivalencia” tendrá lugar la reacción de la Ecuación AII.11 y la solución resultante estará mayoritariamente compuesta por la especie HA^{2-} .



En el “tercer punto de equivalencia” tendrá lugar la reacción de la Ecuación AII.12 y la solución resultante estará mayoritariamente compuesta por la especie A^{3-} .



Con base en las Ecuaciones AII.10, AII.11 y AII.12 se pueden determinar estequiométricamente las moles de NaOH que reaccionan con el ácido cítrico para producir las diferentes especies, y por consiguiente, el volumen de solución de NaOH necesario para cada caso.

La cantidad de solución de NaOH necesaria para alcanzar el “primer punto de equivalencia” se calculó considerando que la relación estequiométrica entre el ácido cítrico y el NaOH es de 1:1, por lo tanto un número de moles de ácido cítrico reaccionará con un número igual de moles de NaOH. Mediante las Ecuaciones AII.13, AII.14 se obtuvo la expresión AII.15, que permitió determinar el volumen de solución de NaOH para alcanzar el primer punto de equivalencia.

$$\frac{\text{moles}_{\text{base}}}{\text{moles}_{\text{ácido}}} = \text{relación estequiométrica} = \text{R. E.} \quad [\text{AII. 13}]$$

Para el caso del primer punto de equivalencia se tiene:

$$\text{moles}_{\text{base}} = (\text{moles}_{\text{ácido}}) * \text{R. E.}$$

$$C_{\text{NaOH}} * V_{\text{n,NaOH}} = (C_a * V_a) * \text{R. E.} \quad [\text{AII. 14}]$$

$$V_{\text{n,NaOH}} = \frac{(C_a * V_a) * \text{R. E.}}{C_b} \quad [\text{AII. 15}]$$

Donde:

C_a : concentración analítica del ácido cítrico (M)

V_a : volumen de ácido cítrico (L)

C_{NaOH} : concentración de la solución de NaOH (M)

$V_{n,\text{NaOH}}$: volumen de la solución de NaOH correspondiente al punto de equivalencia (L)

En la Tabla AII.2 se muestran los valores de concentración y volumen de ácido cítrico y solución de NaOH respectivamente.

Tabla AII.2. Valores de concentración y volumen de solución de ácido cítrico y solución de NaOH

Parámetro	Valor
Concentración analítica del ácido cítrico con dilución (M)	0,712
Volumen de solución de ácido cítrico (L)	164,50
Concentración de solución de hidróxido de sodio (M)	1,00

Se reemplazaron los valores de la Tabla AII.2 en la Ecuación AII.15

$$V_{1,\text{NaOH}} = \frac{0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L}}{1,00 \text{ M}}$$

$$V_{1,\text{NaOH}} = 117,12 \text{ L}$$

Para determinar los valores de volumen de la solución de NaOH necesario para alcanzar el segundo y tercer punto de equivalencia, se consideraron las relaciones estequiométricas de 2:1 y 3:1 de las Ecuaciones AII.11 y AII.12 respectivamente.

$$V_{2,\text{NaOH}} = \frac{(0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L}) * 2}{1,00 \text{ M}}$$

$$V_{2,\text{NaOH}} = 234,24 \text{ L}$$

$$V_{3,\text{NaOH}} = \frac{(0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L}) * 3}{1,00 \text{ M}}$$

$$V_{3,\text{NaOH}} = 351,36 \text{ L}$$

Donde:

$V_{1,\text{NaOH}}$: volumen de la solución de hidróxido de sodio necesaria para alcanzar el “primer punto de equivalencia” (L)

$V_{2,\text{NaOH}}$: volumen de la solución de hidróxido de sodio necesaria para alcanzar el “segundo punto de equivalencia” (L)

$V_{3,\text{NaOH}}$: volumen de la solución de hidróxido de sodio necesaria para alcanzar el “tercer punto de equivalencia” (L)

Una vez obtenidos dichos volúmenes, se determinó el valor de pH correspondiente a cada punto de equivalencia para establecer qué formas iónicas tiene el ácido cítrico a los valores de pH que se deben alcanzar de acuerdo a la investigación de referencia.

Para el primer punto de equivalencia, las concentraciones del ácido y de la base conjugada se obtuvieron con las Ecuaciones AII.16 y AII.17 mientras que la concentración de los iones hidronio y el pH se calcularon mediante las Ecuaciones AII.18 y AII.19:

$$[\text{H}_3\text{A}] = \frac{C_a * V_a - C_b * V_{1,\text{NaOH}}}{V_a + V_{1,\text{NaOH}}} \quad [\text{AII. 16}]$$

$$[\text{H}_2\text{A}^-] = \frac{C_b * V_{1,\text{NaOH}}}{V_a + V_{1,\text{NaOH}}} \quad [\text{AII. 17}]$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = \sqrt{\left[\frac{k_w + k_{a2} [\text{H}_2\text{A}^-]}{1 + \frac{[\text{H}_2\text{A}^-]}{k_{a1}}} \right]} \quad [\text{AII. 18}]$$

$$\text{pH} = -\log[\text{H}_3\text{O}^+] \quad [\text{AII. 19}]$$

Donde:

k_w : constante de disociación del agua y su valor es 1×10^{-14} a 25°C

k_{a1} : constante de la primera disociación del ácido cítrico

k_{a2} : constante de la segunda disociación del ácido cítrico

$[\text{H}_3\text{O}^+]$: concentración de los iones hidronio

Se reemplazaron los valores y se obtuvo:

$$[\text{H}_3\text{A}] = \frac{0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L} - 1,00 \text{ M} * 117,12 \text{ L}}{164,50 \text{ L} + 117,12 \text{ L}}$$

$$[\text{H}_3\text{A}] = 0$$

$$[\text{H}_2\text{A}^-] = \frac{1,00 \text{ M} * 117,12 \text{ L}}{164,50 \text{ L} + 117,12 \text{ L}}$$

$$[\text{H}_2\text{A}^-] = 0,4159 \text{ M}$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = \sqrt{\left[\frac{(1 \times 10^{-14}) + (1,69 \times 10^{-5})[0,4159 \text{ M}]}{1 + \frac{[0,4159 \text{ M}]}{7,24 \times 10^{-4}}} \right]}$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = 1,10821 \times 10^{-4}$$

$$\text{pH} = -\log[1,10821 \times 10^{-4}]$$

$$\text{pH} = 3,95$$

Por analogía al “primer punto de equivalencia”, para el caso del “segundo punto de equivalencia”, se usaron las Ecuaciones AII.20-22 y se consideraron las nuevas concentraciones de las especies producto de la dilución al aumentar el volumen total.

Es así que:

$$[\text{H}_2\text{A}^-] = \frac{C_a * V_a - C_b * (V_{2,\text{NaOH}} - V_{1,\text{NaOH}})}{V_a + V_{2,\text{NaOH}}} \quad [\text{AII. 20}]$$

$$[\text{HA}^{2-}] = \frac{C_b * (V_{2,\text{NaOH}} - V_{1,\text{NaOH}})}{V_a + V_{2,\text{NaOH}}} \quad [\text{AII. 21}]$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = \sqrt{\left[\frac{k_w + k_{a3} [\text{HA}^{2-}]}{1 + \frac{[\text{HA}^{2-}]}{k_{a2}}} \right]} \quad [\text{AII. 22}]$$

Donde:

k_{a3} : Constante de la tercera disociación del ácido cítrico

Se reemplazaron los valores en las Ecuaciones AII.20, AII.21, AII.22 y AII.19

$$[\text{H}_2\text{A}^-] = \frac{0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L} - 1,00 \text{ M} * (234,24 \text{ L} - 117,12 \text{ L})}{164,50 \text{ L} + 234,24 \text{ L}}$$

$$[\text{H}_2\text{A}^-] = 0$$

$$[\text{HA}^{2-}] = \frac{1,00 \text{ M} * (234,24 \text{ L} - 117,12 \text{ L})}{164,50 \text{ L} + 234,24 \text{ L}}$$

$$[\text{HA}^{2-}] = 0,2937 \text{ M}$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = \sqrt{\left[\frac{(1 \times 10^{-14}) + (4,07 \times 10^{-7})[0,2937]}{1 + \frac{[0,2937]}{(1,69 \times 10^{-5})}} \right]}$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = 2,6301 \times 10^{-6}$$

$$\text{pH} = -\log(2,6301 \times 10^{-6})$$

$$\mathbf{\text{pH} = 5,58}$$

En el “tercer punto de equivalencia”, la solución contiene la sal formada por la base conjugada de un ácido débil y reacciona con el agua liberando hidroxilos. Se calculó mediante las Ecuaciones AII.23, AII.24 y AII.25.

$$[\text{HA}^{2-}] = \frac{C_a * V_a - C_b * (V_{3,\text{NaOH}} - V_{2,\text{NaOH}})}{V_{\text{ácido}} + V_{3,\text{NaOH}}} \quad [\text{AII. 23}]$$

$$[\text{A}^{3-}] = \frac{C_b * (V_{3,\text{NaOH}} - V_{2,\text{NaOH}})}{V_a + V_{3,\text{NaOH}}} \quad [\text{AII. 24}]$$

$$\text{pH} = \text{pK}_w - \left\{ -\log \left(\left[\left(\frac{k_w}{k_{a3}} \right) * [\text{A}^{3-}] \right]^{0,5} \right) \right\} \quad [\text{AII. 25}]$$

Donde:

pK_w : Producto iónico del agua cuyo valor es 14 a 25 °C

Se reemplazaron los valores en las Ecuaciones escritas anteriormente:

$$[\text{HA}^{2-}] = \frac{0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L} - 1,00 \text{ M} * (351,36 \text{ L} - 234,24 \text{ L})}{164,50 \text{ L} + 351,36 \text{ L}}$$

$$[\text{HA}^{2-}] = 0$$

$$[\text{A}^{3-}] = \frac{1,00 \text{ M} * (351,36 - 234,24) \text{ L}}{164,50 \text{ L} + 351,36 \text{ L}}$$

$$[\text{A}^{3-}] = 0,2270 \text{ M}$$

$$\text{pH} = 14 - \left\{ -\log \left(\left[\left(\frac{1 \times 10^{-14}}{4,07 \times 10^{-7}} \right) \times [0,2270] \right]^{0,5} \right) \right\}$$

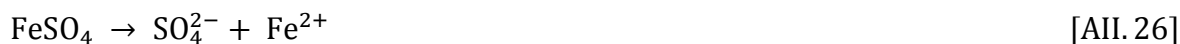
$$\text{pH} = 9,87$$

En consecuencia, los valores de pH que corresponden a cada punto de equilibrio se resumen en la Tabla AII.3

Tabla AII.3. Valores de pH en los respectivos puntos de equivalencia ácido cítrico

Puntos de equivalencia	Valor de pH
1	3,95
2	5,58
3	9,87

Por otra parte, el sulfato ferroso, es un electrolito fuerte, soluble en agua que proviene de la reacción entre el ácido sulfúrico y el hierro. Su disociación en medio acuoso puede representarse en la Ecuación AII.26:



En este punto, es importante mencionar el comportamiento del ácido sulfúrico del cual proviene el sulfato ferroso.

Es sabido que el ácido sulfúrico (H_2SO_4) es un ácido fuerte, es decir, en solución acuosa, no estará en la forma de H_2SO_4 pues la reacción que tendrá lugar es presentada en la Ecuación AII.27:



Sin embargo, el ácido sulfúrico, presenta una segunda disociación, misma que es propia de un ácido débil monoprótico y cuyos valores de la constante de disociación ácida y de $\text{p}k_a$ son $1,02 \times 10^{-2}$ y 1,99 respectivamente (American Chemical Society, 2005, p. 609). La reacción que tendrá lugar es presentada en la Ecuación AII.28:



Por consiguiente, las especies iónicas HSO_4^- y SO_4^{2-} van a estar en equilibrio en solución, por lo que la concentración relativa de estas especies va a estar en función del valor de pH, como se muestra en la Figura AII.3.

Es así que se pudo conocer la concentración de cada especie a diferentes valores de pH mediante las fracciones de cada especie (α_j) con las Ecuaciones AII.29 y AII.30 (Ríos del Prado, 2004, p. 152):

$$\alpha_0 = \frac{[\text{HSO}_4^-]}{C_a} = \frac{[\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{H}_3\text{O}^+] + k_a} \quad [\text{AII. 29}]$$

$$\alpha_1 = \frac{[\text{SO}_4^{2-}]}{C_a} = \frac{k_{a1}}{[\text{H}_3\text{O}^+] + k_a} \quad [\text{AII. 30}]$$

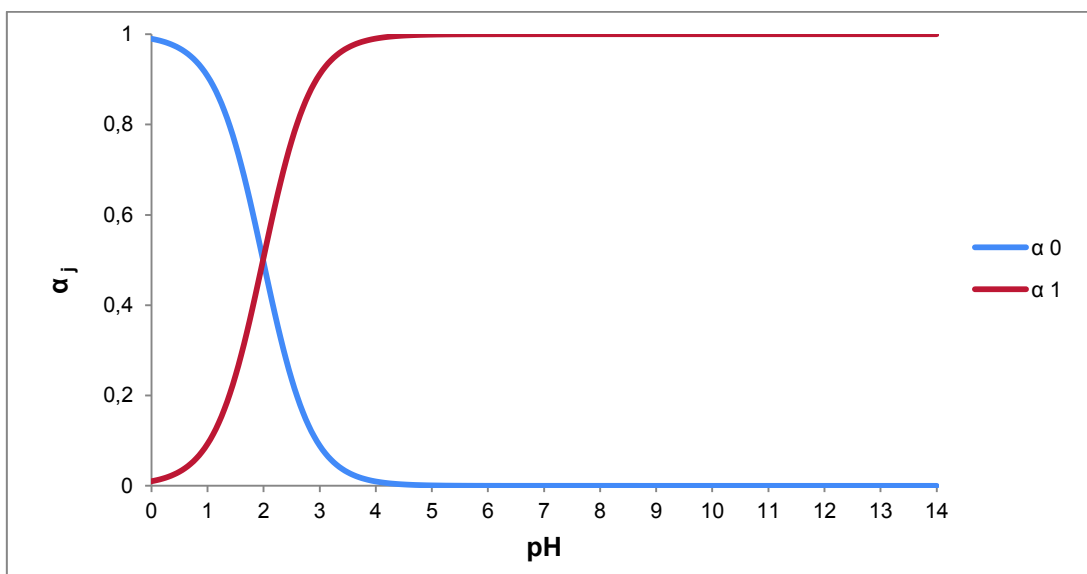


Figura AII.3. Fracciones α_j para las especies del sulfato-bisulfato como una función del pH

Por lo expuesto anteriormente, en el proceso del acondicionamiento se consideró el volumen de solución de NaOH (1 M) requerido para alcanzar los valores de pH establecidos en la investigación de referencia, se toma en cuenta la presencia del anión bisulfato y tratándolo como un ácido débil monoprótico.

Es así que primero se calculó la cantidad de solución de NaOH requerida para alcanzar el punto de equivalencia. Los datos para el cálculo se presentan en la Tabla AII.4.

Tabla AII.4. Valores de concentración y volumen del anión bisulfato y solución de NaOH

Parámetro	Valor
Concentración de sulfato ferroso con dilución (M)	0,712
Volumen de solución de sulfato ferroso (L)	164,50
Concentración de solución de hidróxido de sodio (M)	1,00

De manera análoga al ácido cítrico, se calculó el volumen de base fuerte para llegar al punto de equivalencia mediante la Ecuación AII.15.

$$V_{1,\text{NaOH}} = \frac{(0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L}) * 1}{1,00 \text{ M}}$$

$$V_{1,\text{NaOH}} = 117,12 \text{ L}$$

Se reemplazaron los valores de la Tabla AII.4 en las Ecuaciones AII.31 y AII.32.

$$[\text{HSO}_4^-] = \frac{C_a * V_a - C_b * V_{1,\text{NaOH}}}{V_a + V_{1,\text{NaOH}}} \quad [\text{AII. 31}]$$

$$[\text{HSO}_4^-] = \frac{0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L} - 1,00 \text{ M} * 117,12 \text{ L}}{164,50 \text{ L} + 117,12 \text{ L}}$$

$$[\text{HSO}_4^-] = 0$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = \frac{C_b * V_{1,\text{NaOH}}}{V_a + V_{1,\text{NaOH}}} \quad [\text{AII. 32}]$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = \frac{1,00 \text{ M} * 117,12 \text{ L}}{164,50 \text{ L} + 117,12 \text{ L}}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = 0,4159 \text{ M}$$

Para obtener el valor de pH en este punto, también se consideró que la base conjugada se hidrolizó, por lo que se tomó en cuenta el valor de k_b calculado mediante la expresión AII.33 y el valor de pH mediante la Ecuación AII.34. El valor de la constante ácida del anión bisulfato es $1,02 \times 10^{-2}$ (American Chemical Society, 2005, p. 609).

$$k_b = \frac{k_w}{k_a} \quad [\text{AII. 33}]$$

$$k_b = \frac{1 \times 10^{-14}}{1,02 \times 10^{-2}} = 9,804 \times 10^{-13}$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = \frac{-k_b + \sqrt{k_b^2 + 4 k_b C_{\text{SO}_4^{2-}}}}{2} \quad [\text{AII. 34}]$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = 6,3759 \times 10^{-7}$$

$$\text{pH} = -\log[6,3759 \times 10^{-7}]$$

$$\text{pH} = 6,19$$

El conocimiento de los valores de pH correspondientes a los puntos de equivalencia del ácido cítrico y anión bisulfato permitió determinar las ecuaciones correspondientes al cálculo de los volúmenes de la solución de hidróxido de sodio para alcanzar los valores de pH requeridos para la formación y acondicionamiento del complejo. En la Tabla AII.5 se resumen los valores de los puntos de equivalencia y las especies que se relacionan químicamente hasta alcanzar dichos puntos.

Tabla AII.5. Valores de los puntos de equivalencia y especies del ácido cítrico y el sulfato ferroso respectivamente

	Valor de pH de los Puntos de equivalencia	Especies
Ácido cítrico	3,95	$\text{H}_3\text{A} / \text{H}_2\text{A}^-$
	5,58	$\text{H}_2\text{A}^- / \text{HA}^{2-}$
	9,87	$\text{HA}^{2-} / \text{A}^{3-}$
Sulfato ferroso	6,19	$\text{HSO}_4^- / \text{SO}_4^{2-}$

Como se mencionó previamente, el procedimiento para la formación del complejo implica la mezcla de ácido cítrico y sulfato ferroso. Dicha mezcla tiene un valor de pH de 2,5 (de acuerdo a la investigación de referencia), y se debe que llevar a un valor de pH de 2,8 y luego a un valor de pH de 4,5. Esto implica el paso por el primer punto de equivalencia del ácido cítrico (pH=3,95), y por lo tanto a partir de este punto, se tienen otras ecuaciones de equilibrio. Esta es la razón por la que el cálculo del volumen de solución de NaOH se realizó por partes. En la Figura AII.4 se muestra una representación gráfica de las especies del ácido cítrico y sulfato ferroso con respecto a los valores de pH requeridos para la formación y acondicionamiento del complejo así como la representación de los volúmenes de solución de NaOH que serán calculados por partes.

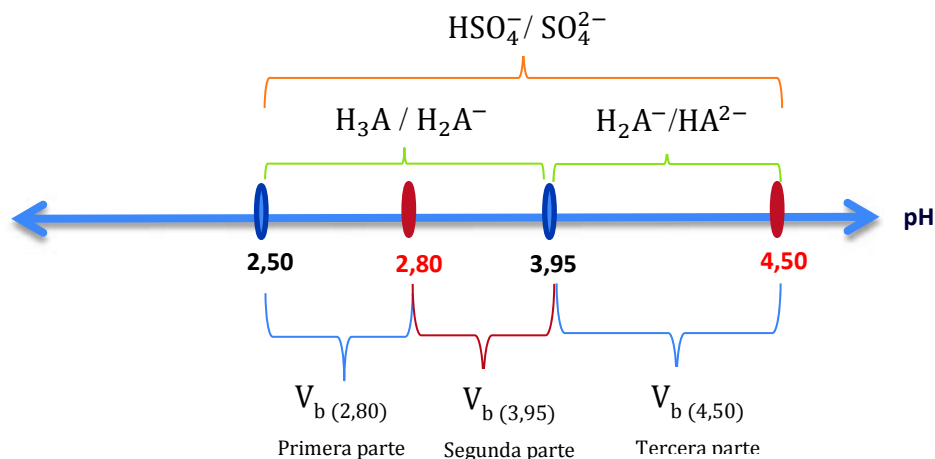


Figura AII.4. Representación gráfica de las especies iónicas consideradas en el cálculo de la cantidad de NaOH necesaria para acondicionar el complejo

Se determinaron las concentraciones de las especies H_3A y H_2A^- y HSO_4^- y SO_4^{2-} a un valor de pH de 2,5 y, posteriormente, el número de moles de las especies presentes en la solución a este valor de pH. Los valores de las concentraciones analíticas para el ácido cítrico y sulfato ferroso así como el volumen total de la mezcla a un valor de pH de 2,5 se presentaron en las Tablas AII.2 y AII.4.

Primero se consideró el cálculo de las concentraciones de las especies H_3A y H_2A^- mediante las Ecuaciones AII.4 y AII.5. También se calcularon las concentraciones de las especies HSO_4^- y SO_4^{2-} mediante las Ecuaciones AII.29 y AII.30.

$$[H_3A] = \frac{(0,712)[10^{-2,5}]^3}{[10^{-2,5}]^3 + k_{a1}[10^{-2,5}]^2 + k_{a1}k_{a2}[10^{-2,5}] + k_{a1}k_{a2}k_{a3}} = 0,579 \text{ M}$$

$$[H_2A^-] = \frac{(0,712)k_{a1}[10^{-2,5}]^2}{[10^{-2,5}]^3 + k_{a1}[10^{-2,5}]^2 + k_{a1}k_{a2}[10^{-2,5}] + k_{a1}k_{a2}k_{a3}} = 0,133 \text{ M}$$

$$[HSO_4^-] = \frac{(0,712)[10^{-2,5}]}{[10^{-2,5}] + k_a} = 0,168 \text{ M}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = \frac{(0,712)k_a}{[10^{-2,5}] + k_a} = 0,544 \text{ M}$$

El número de moles de las especies fue calculado a partir de las concentraciones de las mismas y el volumen total de la mezcla.

$$\text{mol H}_3\text{A} = 0,579 \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 164,50 \text{ L} = 95,23 \text{ moles}$$

$$\text{mol H}_2\text{A}^- = 0,133 \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 164,50 \text{ L} = 21,82 \text{ moles}$$

$$\text{mol HSO}_4^- = 0,168 \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 164,50 \text{ L} = 27,66 \text{ moles}$$

$$\text{mol SO}_4^{2-} = 0,544 \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 164,50 \text{ L} = 89,51 \text{ moles}$$

Una vez determinadas las condiciones iniciales de las especies, se plantearon ecuaciones a partir de los balances de carga y del equilibrio tanto para el ácido cítrico y el sulfato ferroso.

Como se indicó en la Tabla AII.4, el valor de pH del primer punto de equivalencia para el ácido cítrico es 3,95 y este valor de pH es mayor al valor de pH a 2,8, el valor de pH requerido en la primera etapa de la formación y acondicionamiento del complejo. Esto significa que en la mezcla a pH=2,8 predominan las especies H_3A y H_2A^- .

Las Ecuaciones AII.35 y AII.36 representan a las reacciones de interés en esta región:



De acuerdo al balance de masa de las especies, se obtuvieron las Ecuaciones AII.37 y AII.38.

$$[H_3A] = C_{H_3A} - [H_3O^+] + [OH^-] \quad [AII. 37]$$

$$[H_2A^-] = C_{H_2A^-} + [H_3O^+] - [OH^-] \quad [AII. 38]$$

Como la solución es ácida, se puede despreciar la concentración de los iones $[OH^-]$.

La constante de disociación ácida de interés para esta región es k_{a1} representada en la Ecuación AII.39.

$$k_{a1} = \frac{[H_2A^-][H_3O^+]}{[H_3A]} \quad [AII. 39]$$

Se reemplazaron las Ecuaciones AII.37 y AII.38 en la Ecuación AII.39 y se obtuvo la Ecuación AII.40.

$$k_{a1} = \frac{(C_{H_2A^-} + [H_3O^+])[H_3O^+]}{C_{H_3A} - [H_3O^+]} \quad [AII. 40]$$

Las concentraciones analíticas de las especies se calcularon con las Ecuaciones AII.41 y AII.42.

$$C_{H_3A} = \frac{\text{mol } H_3A - C_b * V_{b \ H_3A \ (2,8)}}{V_{a \ (2,5)} + V_{b \ H_3A \ (2,8)} + V_{b \ SO_4^{2-} \ (2,8)}} \quad [AII. 41]$$

$$C_{H_2A^-} = \frac{\text{mol } H_2A^- + C_b * V_{b \ H_3A \ (2,8)}}{V_{a \ (2,5)} + V_{b \ H_3A \ (2,8)} + V_{b \ SO_4^{2-} \ (2,8)}} \quad [AII. 42]$$

Donde:

C_{H_3A} ; $C_{H_2A^-}$: concentraciones analíticas de las especies H_3A y H_2A^- .

$V_{a(2,5)}$: volumen total de la mezcla ácida a pH=2,5

$V_{b H_3A(2,8)}$: volumen de solución de NaOH que se debe agregar para alcanzar el valor pH de 2,8 que interviene en el equilibrio del ácido cítrico.

$V_{b SO_4^{2-}(2,8)}$: volumen de solución de NaOH que se debe agregar para alcanzar el valor pH de 2,8 que interviene en el equilibrio del bisulfato.

Se reemplazaron las expresiones All.41 y All.42 en la Ecuación All.40 para obtener una expresión que permita calcular el volumen de solución de NaOH para subir el valor de pH a 2,8 considerando el equilibrio del ácido cítrico.

$$\frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} = \frac{\left(\frac{\text{mol } H_2A^- + C_b * V_{b H_3A(2,8)}}{V_{a(2,5)} + V_{b H_3A(2,8)} + V_{b SO_4^{2-}(2,8)}} \right) + [H_3O^+]}{\left(\frac{\text{mol } H_3A - C_b * V_{b H_3A(2,8)}}{V_{a(2,5)} + V_{b H_3A(2,8)} + V_{b SO_4^{2-}(2,8)}} \right) - [H_3O^+]}$$

Para poder operar las ecuaciones de mejor manera, se cambiarán las variables de manera que:

$$V_{b H_3A(2,8)} = x$$

$$V_{b SO_4^{2-}(2,8)} = y$$

Por lo tanto:

$$\frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} = \frac{\left(\frac{\text{mol } H_2A^- + C_b * x}{V_{a(2,5)} + x + y} \right) + [H_3O^+]}{\left(\frac{\text{mol } H_3A - C_b * x}{V_{a(2,5)} + x + y} \right) - [H_3O^+]}$$

$$\frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} = \frac{\frac{\text{mol } H_2A^- + C_b * x + [H_3O^+](V_{a(2,5)} + x + y)}{V_{a(2,5)} + x + y}}{\left(\frac{\text{mol } H_3A - C_b * x - [H_3O^+](V_{a(2,5)} + x + y)}{V_{a(2,5)} + x + y}\right)}$$

$$\frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} = \frac{\text{mol } H_2A^- + C_b * x + [H_3O^+](V_{a(2,5)} + x + y)}{\text{mol } H_3A - C_b * x - [H_3O^+](V_{a(2,5)} + x + y)}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} (\text{mol } H_3A - C_b * x - [H_3O^+](V_{a(2,5)} + x + y)) \\ = \text{mol } H_2A^- + C_b * x + [H_3O^+](V_{a(2,5)} + x + y) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} \text{mol } H_3A - \frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} C_b * x - \frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} [H_3O^+](V_{a(2,5)} + x + y) \\ = \text{mol } H_2A^- + C_b * x + [H_3O^+](V_{a(2,5)} + x + y) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} \text{mol } H_3A - \text{mol } H_2A^- \\ = C_b * x + [H_3O^+]V_{a(2,5)} + [H_3O^+](x + y) + \frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} C_b * x + k_{a1}V_{a(2,5)} \\ + k_{a1}(x + y) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} \text{mol } H_3A - \text{mol } H_2A^- \\ = C_b * x + V_{a(2,5)}([H_3O^+] + k_{a1}) + (x + y)([H_3O^+] + k_{a1}) + \frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} C_b \\ * x \end{aligned}$$

Se realizó un cambio de variables para agrupar los términos independientes con el fin de obtener una ecuación simplificada, donde:

$$\frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} \text{mol } H_3A = A$$

$$\text{mol } H_2A^- = B$$

$$\frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} C_b = C$$

$$[H_3O^+] + k_{a1} = D$$

Se reemplazaron las nuevas variables y se obtuvo la Ecuación AII.43.

$$A - B = C_b * x + V_{a(2,5)}D + (x + y)D + C * x$$

$$A - B - V_{a(2,5)}D = C_b * x + C * x + (x + y)D \quad [AII. 43]$$

De manera análoga al procedimiento realizado para el ácido cítrico, se realizó el balance de masa de especies y se obtuvieron las ecuaciones de equilibrio para el bisulfato.

Como se indicó en la Tabla AII.4, el valor de pH del primer punto de equilibrio para el bisulfato es 6,19 y este valor de pH es mayor al pH de 2,8 requerido en la primera etapa de la formación y acondicionamiento del complejo, lo que significa que en la mezcla a pH 2,8 están presentes las especies HSO_4^- y SO_4^{2-} .

Las Ecuaciones AII.44 y AII.45 representan a las ecuaciones de interés en esta región:



De acuerdo al balance de masa de las especies, se obtuvieron las ecuaciones AII.46 y AII.47.

$$[HSO_4^-] = C_{HSO_4^-} - [H_3O^+] + [OH^-] \quad [AII. 46]$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = C_{\text{SO}_4^{2-}} + [\text{H}_3\text{O}^+] - [\text{OH}^-] \quad [\text{AII. 47}]$$

Como la solución es ácida, se puede despreciar la concentración de los iones $[\text{OH}^-]$.

La constante de disociación ácida de interés para esta región es k_a , representada en la Ecuación AII.48.

$$k_a = \frac{[\text{SO}_4^{2-}][\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{HSO}_4^-]} \quad [\text{AII. 48}]$$

Se reemplazaron las Ecuaciones AII.46 y AII.47 en la Ecuación AII.48, y se obtuvo la Ecuación AII.49.

$$k_a = \frac{(C_{\text{SO}_4^{2-}} + [\text{H}_3\text{O}^+])[\text{H}_3\text{O}^+]}{C_{\text{HSO}_4^-} - [\text{H}_3\text{O}^+]} \quad [\text{AII. 49}]$$

Las concentraciones analíticas de las especies se calcularon con las Ecuaciones AII.50 y AII.51.

$$C_{\text{HSO}_4^-} = \frac{\text{mol HSO}_4^- - C_b * V_b \text{SO}_4^{2-} (2,8)}{V_a (2,5) + V_b \text{H}_3\text{A} (2,8) + V_b \text{SO}_4^{2-} (2,8)} \quad [\text{AII. 50}]$$

$$C_{\text{SO}_4^{2-}} = \frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * V_b \text{SO}_4^{2-} (2,8)}{V_a (2,5) + V_b \text{H}_3\text{A} (2,8) + V_b \text{SO}_4^{2-} (2,8)} \quad [\text{AII. 51}]$$

Donde:

$C_{\text{HSO}_4^-}$; $C_{\text{SO}_4^{2-}}$: concentraciones analíticas de las especies HSO_4^- y SO_4^{2-} .

$V_a (2,5)$: volumen total de la mezcla ácida a pH de 2,5

$V_{b \text{H}_3\text{A} (2,8)}$: volumen de solución de NaOH agregado para alcanzar el valor pH de 2,8 que interviene en el equilibrio del ácido cítrico.

$V_{b \text{SO}_4^{2-} (2,8)}$: volumen de solución de NaOH agregado para alcanzar el valor pH de 2,8 que interviene en el equilibrio del bisulfato.

Se reemplazaron las expresiones All.50 y All.51 en la Ecuación All.49 para obtener una expresión que permita calcular el volumen de solución de NaOH para subir el pH a 2,8 considerando el equilibrio del sulfato ferroso.

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} = \frac{\left(\frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * V_{b \text{SO}_4^{2-} (2,8)}}{V_{a (2,5)} + V_{b \text{H}_3\text{A} (2,8)} + V_{b \text{SO}_4^{2-} (2,8)}} \right) + [\text{H}_3\text{O}^+]}{\left(\frac{\text{mol HSO}_4^- - C_b * V_{b \text{SO}_4^{2-} (2,8)}}{V_{a (2,5)} + V_{b \text{H}_3\text{A} (2,8)} + V_{b \text{SO}_4^{2-} (2,8)}} \right) - [\text{H}_3\text{O}^+]}$$

Para poder operar las ecuaciones de mejor manera, se cambiaron las variables de manera que:

$$V_{b \text{H}_3\text{A} (2,8)} = x$$

$$V_{b \text{SO}_4^{2-} (2,8)} = y$$

Por lo tanto:

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} = \frac{\left(\frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * y}{V_{a (2,5)} + x + y} \right) + [\text{H}_3\text{O}^+]}{\left(\frac{\text{mol HSO}_4^- - C_b * y}{V_{a (2,5)} + x + y} \right) - [\text{H}_3\text{O}^+]}$$

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} = \frac{\frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * y + [\text{H}_3\text{O}^+](V_{a (2,5)} + x + y)}{V_{a (2,5)} + x + y}}{\left(\frac{\text{mol HSO}_4^- - C_b * y - [\text{H}_3\text{O}^+](V_{a (2,5)} + x + y)}{V_{a (2,5)} + x + y} \right)}$$

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} = \frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * y + [\text{H}_3\text{O}^+](V_{a(2,5)} + x + y)}{\text{mol HSO}_4^- - C_b * y - [\text{H}_3\text{O}^+](V_{a(2,5)} + x + y)}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} (\text{mol HSO}_4^- - C_b * y - [\text{H}_3\text{O}^+](V_{a(2,5)} + x + y)) \\ = \text{mol SO}_4^{2-} + C_b * y + [\text{H}_3\text{O}^+](V_{a(2,5)} + x + y) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} \text{mol HSO}_4^- - \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} C_b * y - \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} [\text{H}_3\text{O}^+](V_{a(2,5)} + x + y) \\ = \text{mol SO}_4^{2-} + C_b * y + [\text{H}_3\text{O}^+](V_{a(2,5)} + x + y) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} \text{mol HSO}_4^- - \text{mol SO}_4^{2-} \\ = C_b * y + [\text{H}_3\text{O}^+]V_{a(2,5)} + [\text{H}_3\text{O}^+](x + y) + \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} C_b * y + k_a V_{a(2,5)} \\ + k_a(x + y) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a1}}{[\text{H}_3\text{O}^+]} \text{mol HSO}_4^- - \text{mol SO}_4^{2-} \\ = C_b * y + V_{a(2,5)}([\text{H}_3\text{O}^+] + k_a) + (x + y)([\text{H}_3\text{O}^+] + k_a) + \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} C_b * y \end{aligned}$$

Se realizó un cambio de variables para agrupar los términos independientes con el fin de obtener una ecuación simplificada, donde:

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} \text{mol HSO}_4^- = E$$

$$\text{mol SO}_4^{2-} = F$$

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} C_b = G$$

$$[\text{H}_3\text{O}^+] + k_a = H$$

Se reemplazaron las nuevas variables y se obtuvo la Ecuación AII.52.

$$E - F = C_b * y + V_{a(2,5)}H + (x + y)H + G * y$$

$$E - F - V_{a(2,5)}H = C_b * y + G * y + (x + y)H \quad [\text{AII. 52}]$$

Para determinar el volumen total de solución de NaOH requerido para elevar el pH de la mezcla hasta un valor de 2,8 se obtuvo un sistema de dos Ecuaciones AII.43 y AII.52 con dos incógnitas. En la Tabla AII. 6 se resumen los valores de las variables independientes de las ecuaciones, las mismas que fueron reemplazadas y se obtuvo el valor de las incógnitas, que en este caso, representan los volúmenes de solución de NaOH que intervienen en los equilibrios del ácido cítrico y sulfato ferroso.

Tabla AII.6. Valores de las variables independientes que intervienen en las Ecuaciones AII.43 y AII.52 respectivamente

Ácido cítrico			Bisulfato		
Variables independientes		Valor	Variables independientes		Valor
A	$\frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} \text{ mol } H_3A$	43,53	E	$\frac{k_a}{[H_3O^+]} \text{ mol } HSO_4^-$	178,59
B	$\text{mol } H_2A^-$	21,82	F	$\text{mol } SO_4^{2-}$	89,51
C	$\frac{k_{a1}}{[H_3O^+]} C_b$	0,46	G	$\frac{k_a}{[H_3O^+]} C_b$	6,45
D	$[H_3O^+] + k_{a1}$	0,0023	H	$[H_3O^+] + k_a$	0,012

Se reemplazaron los valores de la Tabla AII.6 en las Ecuaciones AII.43 y AII.52 y se resolvió el sistema de Ecuaciones compuesto por AII.53 y AII.54.

$$21,33 = x + 0,46 * x + (x + y)0,023 \quad [\text{AII. 53}]$$

$$87,14 = y + 6,45 * y + (x + y)0,012 \quad [\text{AII. 54}]$$

Los resultados del sistema de ecuaciones fueron:

$$x = V_{b \text{H}_3\text{A} (2,8)} = 14,20 \text{ L}$$

$$y = V_{b \text{SO}_4^{2-} (2,8)} = 11,65 \text{ L}$$

Estos son los volúmenes de solución de NaOH 1 M cuya adición es necesaria para lograr las concentraciones de las especies de ácido cítrico y bisulfato que se tienen a pH 2,8. Si bien el cálculo permitió obtener los valores por separado, esos volúmenes deben sumarse para la evaluación de la solución, pues tanto el ácido cítrico como el bisulfato están contenidos en la misma solución.

Se calculó el volumen de solución de NaOH requerida para llevar a la mezcla desde el valor de pH de 2,5 hasta el valor de pH de 2,8.

$$V_{b (2,8)} = V_{b \text{H}_3\text{A} (2,8)} + V_{b \text{SO}_4^{2-} (2,8)}$$

$$V_{b (2,8)} = 14,20 \text{ L} + 11,65 \text{ L} = 25,85 \text{ L}$$

Una vez calculado el volumen total de solución de NaOH cuando el pH de la mezcla es 2,8, se tiene una variación del volumen total de la mezcla. Por esta razón se recalcularon las concentraciones analíticas para el ácido cítrico y el sulfato ferroso mediante la Ecuación A1.1. Posteriormente se determinaron las concentraciones de las especies H_3A y H_2A^- y HSO_4^- y SO_4^{2-} cuando el pH de la mezcla tiene un valor de 2,8.

$$C_1 * V_1 = C_2 * V_2$$

Donde:

$$C_1 = C_{a (2,5)} = 0,712 \text{ M}$$

$$V_1 = V_{a (2,5)} = 164,5 \text{ L}$$

$$V_2 = V_{\text{total (2,8)}} = 164,5\text{L} + 25,85\text{ L} = 190,35\text{ L}$$

$$C_{a(2,5)} * V_{a(2,5)} = C_{a(2,8)} * V_{\text{total (2,8)}}$$

$$C_{a(2,8)} = \frac{C_{a(2,5)} * V_{a(2,5)}}{V_{\text{total (2,8)}}$$

$$C_{a(2,8)} = \frac{0,712\text{ M} * 164,5\text{ L}}{190,35\text{ L}} = 0,616\text{ M}$$

Una vez determinadas las nuevas concentraciones analíticas, se obtuvieron las concentraciones de las especies H_3A y HSO_4^- a pH 2,8 mediante las Ecuaciones All.4 y All.29 respectivamente.

$$[\text{H}_3\text{A}] = \frac{(0,616)[10^{-2,8}]^3}{[10^{-2,8}]^3 + k_{a1}[10^{-2,8}]^2 + k_{a1}k_{a2}[10^{-2,8}] + k_{a1}k_{a2}k_{a3}} = 0,421\text{ M}$$

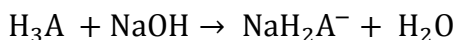
$$[\text{HSO}_4^-] = \frac{(0,616)[10^{-2,8}]}{[10^{-2,8}] + k_a} = 0,082\text{ M}$$

La cantidad en moles de las especies se calculó a partir de las concentraciones de las mismas y el volumen total de la mezcla cuando el pH tiene un valor de 2,8.

$$\text{mol H}_3\text{A} = 0,421 \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 190,35\text{ L} = 80,14\text{ moles}$$

$$\text{mol HSO}_4^- = 0,082 \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 190,35\text{ L} = 15,71\text{ moles}$$

Para el ácido cítrico, al alcanzar un valor de pH de 3,95 (primer punto de equivalencia), se supone que todo el H_3A se consume y se forma H_2A^- . Por lo tanto el volumen de solución de NaOH requerido para que las todas las moles de la especie H_3A (presentes cuando el pH de la mezcla es 2,8) reaccionen con las moles de NaOH, se calculó estequiométricamente mediante la reacción de neutralización representada en la Ecuación All.10.



$$\text{moles NaOH} = 80,14 \text{ moles H}_3\text{A} * \frac{1 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol H}_3\text{A}} * \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol OH}^-} = 80,14 \text{ moles NaOH}$$

$$V_{\text{b H}_3\text{A (3,95)}} = 80,14 \text{ moles NaOH} * \frac{1 \text{ L solución NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}}$$

$$V_{\text{b H}_3\text{A (3,95)}} = 80,14 \text{ L}$$

En el caso del bisulfato (proveniente del sulfato ferroso), se consideró un método iterativo para obtener el valor del volumen de solución de NaOH requerido para subir el valor de pH de la mezcla desde 2,8 hasta 3,95.

Para este proceso, se calcularon las moles de la especie HSO_4^- (presentes al valor de pH de 2,8) y se determinaron las moles de la misma especie que están presentes a un valor de pH de 3,95; para lo cual se asumió una concentración analítica de la especie (pues esta cambia por la cantidad de solución de NaOH agregada, por dilución). Una vez obtenidas las moles de la especie en los dos valores de pH, se obtuvo la diferencia entre ellas. Las moles resultantes representan las moles que reaccionaron con un determinado número de moles de OH^- , con este valor y la concentración de la solución de NaOH 1 M se determinó el volumen de dicha solución que intervino en el equilibrio del sulfato ferroso. Este procedimiento se realizó consecutivamente hasta que no exista variación en el cálculo del volumen final de solución de NaOH.

Para obtener un valor de concentración analítica del sulfato ferroso cuando el pH de la mezcla es de 3,95 se asumió un valor de volumen de solución de NaOH para alcanzar dicho valor de pH, y se obtuvo un volumen total de la mezcla a ese pH. Posteriormente se utilizó la Ecuación A1.1 para obtener la concentración analítica asumida.

$$\text{Valor asumido: } V_{\text{b SO}_4^{2-} (3,95)} = 15,00 \text{ L}$$

$$V_{\text{total (3,95)}} = V_{\text{total (2,8)}} + V_{\text{b H}_3\text{A (3,95)}} + V_{\text{b SO}_4^{2-} (3,95)}$$

$$V_{\text{total (3,95)}} = 190,35 \text{ L} + 80,14 \text{ L} + 15,00 \text{ L} = 285,48 \text{ L}$$

$$C_1 * V_1 = C_2 * V_2$$

Donde:

$$C_1 = C_{\text{a (2,8)}} = 0,616 \text{ M}$$

$$V_1 = V_{\text{a (2,8)}} = 190,35 \text{ L}$$

$$V_2 = V_{\text{total (3,95)}} = 285,48 \text{ L}$$

$$C_{\text{a (2,8)}} * V_{\text{a (2,8)}} = C_{\text{a (3,95)}} * V_{\text{total (3,95)}}$$

$$C_{\text{a (3,95)}} = \frac{C_{\text{a (2,8)}} * V_{\text{a (2,8)}}}{V_{\text{total (3,95)}}$$

$$C_{\text{a (3,95)}} = \frac{0,616 \text{ M} * 190,35 \text{ L}}{285,48 \text{ L}} = 0,410 \text{ M}$$

Una obtenida la concentración analítica inicial para el proceso de iteración, se calculó la concentración de la especie HSO_4^- cuando el pH tiene un valor de 3,95 mediante la Ecuación AII.29.

$$[\text{HSO}_4^-] = \frac{(0,410)[10^{-3,95}]}{[10^{-3,95}] + k_a} = 4,38 \times 10^{-3} \text{ M}$$

A partir de la concentración de la especie se obtuvo el valor de las moles de la especie HSO_4^- .

$$\text{mol HSO}_4^- = 4,38 \times 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 285,48 \text{ L} = 1,25 \text{ moles}$$

Se obtienen las moles que reaccionaron mediante la Ecuación AII.55.

$$\text{moles que reaccionan} = \text{moles iniciales} - \text{moles finales} \quad [\text{AII. 55}]$$

$$\text{moles iniciales} = \text{moles HSO}_4^-_{(2,8)}$$

$$\text{moles finales} = \text{moles HSO}_4^-_{(3,95)}$$

$$\text{moles HSO}_4^-_{\text{que reaccionan}} = \text{moles HSO}_4^-_{(2,8)} - \text{moles HSO}_4^-_{(3,95)}$$

$$\text{moles HSO}_4^-_{\text{que reaccionan}} = 15,71 - 1,25 = 14,46 \text{ moles HSO}_4^-$$

Se utilizó la reacción de neutralización representada en la Ecuación AII. 56, para determinar las moles de NaOH que reaccionaron con la especie HSO_4^- .



$$\text{moles NaOH} = 14,46 \text{ moles HSO}_4^- * \frac{\text{mol OH}^-}{\text{mol HSO}_4^-} * \frac{\text{mol NaOH}}{\text{mol OH}^-} = 14,46 \text{ moles NaOH}$$

$$V_{\text{b SO}_4^{2-} (3,95)} = 14,46 \text{ moles NaOH} * \frac{1 \text{ L solución NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}} = 14,46 \text{ L}$$

Una vez obtenido el volumen de solución de NaOH, se realizó el mismo procedimiento donde se recalcularon las concentración analítica, la concentración de la especie HSO_4^- , el número de moles de OH^- que reaccionaron y finalmente el nuevo volumen de solución de NaOH, los resultados se muestran en la Tabla AII.7.

Tabla AII.7. Resultados del proceso iterativo para la obtención del volumen de solución de NaOH para el equilibrio del sulfato ferroso para subir el valor de pH de la mezcla a 3,95

	$V_b \text{SO}_4^{2-} (3,95)$ inicial (L)	$V_{\text{total}} (3,95)$ (L)	$C_a (3,95)$	moles $\text{HSO}_4^- (3,95)$	moles OH^-	$V_b \text{SO}_4^{2-} (3,95)$ calculado (L)
Resultados con el valor supuesto	15,00	285,48	0,410	1,25	14,46	14,46
Resultados de la 1era iteración	14,46	284,94	0,411	1,25	14,46	14,46

El volumen de solución de NaOH que interviene en el equilibrio del bisulfato calculado por el método iterativo fue de 14,46 L, y el volumen de solución de NaOH para subir el pH de la mezcla desde 2,8 hasta 3,95 se obtuvo mediante la suma de los volúmenes que intervienen en los equilibrios del ácido cítrico y bisulfato.

$$V_{b (3,95)} = V_{b \text{H}_3\text{A} (3,95)} + V_{b \text{SO}_4^{2-} (3,95)}$$

$$V_{b (3,95)} = 80,14 \text{ L} + 14,46 \text{ L} = 94,60 \text{ L}$$

Finalmente, para determinar el volumen de NaOH requerido para el último tramo, es decir, desde que la solución tiene un valor de pH de 3,95 hasta el valor de pH de 4,5; se consideraron los equilibrios de las especies H_2A^- y HA^{2-} para el caso del ácido cítrico y HSO_4^- y SO_4^{2-} para el caso del sulfato ferroso.

Por lo tanto, se determinaron las condiciones iniciales de las especies, se plantearon ecuaciones a partir de los balances de carga y del equilibrio tanto para el ácido cítrico y el sulfato ferroso.

En lo que respecta al equilibrio del ácido cítrico, dado que el valor de pH de la mezcla es 3,95, las reacciones de interés se representan por las Ecuaciones AII.57 y AII.58:



De acuerdo al balance de masa de las especies, se obtuvo:

$$[\text{H}_2\text{A}^-] = C_{\text{H}_2\text{A}^-} - [\text{H}_3\text{O}^+] + [\text{OH}^-] \quad [\text{AII.59}]$$

$$[\text{HA}^{2-}] = C_{\text{HA}^{2-}} + [\text{H}_3\text{O}^+] - [\text{OH}^-] \quad [\text{AII.60}]$$

Como la solución es ácida, se puede despreciar el aporte de los iones OH^- de las expresiones anteriores.

Las concentraciones analíticas de las especies se calcularon con las Ecuaciones AII.61 y AII.62.

$$C_{\text{H}_2\text{A}^-} = \frac{\text{moles } \text{H}_2\text{A}^- - C_b * V_{\text{b H}_3\text{A}} (4,5)}{V_{\text{a (2,5)}} + V_{\text{b (2,8)}} + V_{\text{b (3,95)}} + V_{\text{b H}_3\text{A}} (4,5) + V_{\text{b SO}_4^{2-}} (4,5)} \quad [\text{AII.61}]$$

$$C_{\text{HA}^{2-}} = \frac{C_b * V_{\text{b H}_3\text{A}} (4,5)}{V_{\text{a (2,5)}} + V_{\text{b (2,8)}} + V_{\text{b (3,95)}} + V_{\text{b H}_3\text{A}} (4,5) + V_{\text{b SO}_4^{2-}} (4,5)} \quad [\text{AII.62}]$$

Donde:

$C_{\text{H}_2\text{A}^-}$; $C_{\text{HA}^{2-}}$: concentraciones analíticas de las especies H_2A^- y HA^{2-} .

$V_{\text{a (2,5)}}$: volumen total de la mezcla ácida a pH de 2,5

$V_{\text{b (2,8)}}$: volumen de solución de NaOH agregado para alcanzar el valor pH de 2,8 que interviene en el equilibrio del ácido cítrico y bisulfato.

$V_{\text{b (3,95)}}$: volumen de solución de NaOH agregado para alcanzar el valor pH de 3,95 que interviene en el equilibrio del ácido cítrico y bisulfato.

$V_{b\ H_3A\ (4,5)}$: volumen de solución de NaOH que se debe agregar para alcanzar el valor pH de 4,5 que interviene en el equilibrio del ácido cítrico.

$V_{b\ SO_4^{2-}\ (4,5)}$: volumen de solución de NaOH que se debe agregar para alcanzar el valor pH de 4,5 que interviene en el equilibrio del bisulfato.

Con la finalidad de simplificar las expresiones anteriores, se cambiaron las variables y se agruparon términos.

$$V_{b\ H_3A\ (4,5)} = w$$

$$V_{b\ SO_4^{2-}\ (4,5)} = u$$

$$V_{a\ (2,5)} + V_{b\ (2,8)} + V_{b\ (3,95)} = V_{total(3,95)}$$

Por lo tanto, se obtuvieron las Ecuaciones AII.63 y AII.64.

$$C_{H_2A^-} = \frac{\text{moles } H_2A^- - C_b * w}{V_{total(3,95)} + w + u} \quad [AII. 63]$$

$$C_{HA^{2-}} = \frac{C_b * w}{V_{total(3,95)} + w + u} \quad [AII. 64]$$

La constante de disociación ácida de interés en esta región es k_{a2} está dada por la Ecuación AII.65:

$$k_{a2} = \frac{[HA^{2-}][H_3O^+]}{[H_2A^-]} \quad [AII. 65]$$

Se reemplazaron las Ecuaciones AII.59 y AII.60 en la Ecuación AII.66.

$$\frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} = \frac{C_{HA^{2-}} + [H_3O^+]}{C_{H_2A^-} - [H_3O^+]} \quad [AII. 66]$$

Se reemplazaron las Ecuaciones All.63 y All.64 en la Ecuación All.66.

$$\frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} = \frac{\left(\frac{C_b * w}{V_{total(3,95)} + w + u}\right) + [H_3O^+]}{\left(\frac{moles H_2A^- - C_b * w}{V_{total(3,95)} + w + u}\right) - [H_3O^+]}$$

$$\frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} = \frac{\frac{C_b * w + [H_3O^+] * (V_{total(3,95)} + w + u)}{V_{total(3,95)} + w + u}}{\frac{moles H_2A^- - C_b * w - [H_3O^+] * (V_{total(3,95)} + w + u)}{V_{total(3,95)} + w + u}}$$

$$\frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} = \frac{C_b * w + [H_3O^+] * (V_{total(3,95)} + w + u)}{moles H_2A^- - C_b * w - [H_3O^+] * (V_{total(3,95)} + w + u)}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} (moles H_2A^- - C_b * w - [H_3O^+] * (V_{total(3,95)} + w + u)) \\ = C_b * w + [H_3O^+] * (V_{total(3,95)} + w + u) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} moles H_2A^- - \frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} C_b * w - k_{a2} * (V_{total(3,95)} + w + u) \\ = C_b * w + [H_3O^+] * (V_{total(3,95)} + w + u) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} moles H_2A^- \\ = C_b * w + [H_3O^+] * V_{total(3,95)} + [H_3O^+](w + u) + \frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} C_b * w + k_{a2} \\ * V_{total(3,95)} + k_{a2}(w + u) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} moles H_2A^- \\ = C_b * w + V_{total(3,95)}([H_3O^+] + k_{a2}) + (w + u)([H_3O^+] + k_{a2}) \\ + \frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} C_b * w \end{aligned}$$

Se realizó un cambio de variables para agrupar los términos independientes con el fin de obtener una ecuación simplificada, donde:

$$\frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} \text{ moles } H_2A^- = J$$

$$[H_3O^+] + k_{a2} = L$$

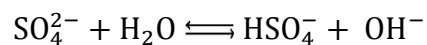
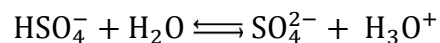
$$\frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} C_b = M$$

Se reemplazaron las nuevas variables y se obtuvo la Ecuación AII.67.

$$J = C_b * w + V_{\text{total}(3,95)} * L + (w + u) * L + M * w$$

$$J - V_{\text{total}(3,95)} * L = C_b * w + (w + u) * L + M * w \quad [\text{AII. 67}]$$

De manera similar al procedimiento realizado para el bisulfato en la primera parte, se realizó el balance de masa de especies y se obtuvieron las ecuaciones de equilibrio. Se consideraron las Ecuaciones AII.44 y AII.45 que representan las ecuaciones de interés en esta región.



De acuerdo al balance de masa de las especies, se consideraron las Ecuaciones AII.46 y AII.47, mismas que fueron reemplazadas en la Ecuación AII.48.

$$[HSO_4^-] = C_{HSO_4^-} - [H_3O^+] + [OH^-]$$

$$[SO_4^{2-}] = C_{SO_4^{2-}} + [H_3O^+] - [OH^-]$$

Las concentraciones analíticas de las especies se calcularon con las Ecuaciones AII.68 y AII.69.

$$C_{\text{HSO}_4^-} = \frac{\text{mol HSO}_4^- - C_b * V_b \text{SO}_4^{2-} (4,5)}{V_a (2,5) + V_b (2,8) + V_b (3,95) + V_b \text{H}_3\text{A} (4,5) + V_b \text{SO}_4^{2-} (4,5)} \quad [\text{AII. 68}]$$

$$C_{\text{SO}_4^{2-}} = \frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * V_b \text{SO}_4^{2-} (4,5)}{V_a (2,5) + V_b (2,8) + V_b (3,95) + V_b \text{H}_3\text{A} (4,5) + V_b \text{SO}_4^{2-} (4,5)} \quad [\text{AII. 69}]$$

Donde:

$C_{\text{HSO}_4^-}$; $C_{\text{SO}_4^{2-}}$: concentraciones analíticas de las especies HSO_4^- y SO_4^{2-} .

$V_a (2,5)$: volumen total de la mezcla ácida a pH de 2,5.

$V_b (2,8)$: volumen de solución de NaOH agregado para alcanzar el valor pH de 2,8 que interviene en el equilibrio del ácido cítrico y bisulfato.

$V_b (3,95)$: volumen de solución de NaOH agregado para alcanzar el valor pH de 3,95 que interviene en el equilibrio del ácido cítrico y bisulfato.

$V_b \text{H}_3\text{A} (4,5)$: volumen de solución de NaOH que se debe agregar para alcanzar el valor pH de 4,5 que interviene en el equilibrio del ácido cítrico.

$V_b \text{SO}_4^{2-} (4,5)$: volumen de solución de NaOH que se debe agregar para alcanzar el valor pH de 4,5 que interviene en el equilibrio del bisulfato.

Con la finalidad de simplificar las expresiones anteriores, se cambiaron las variables y se agruparon términos.

$$V_b \text{H}_3\text{A} (4,5) = w$$

$$V_b \text{SO}_4^{2-} (4,5) = u$$

$$V_{a(2,5)} + V_{b(2,8)} + V_{b(3,95)} = V_{\text{total}(3,95)}$$

Por lo tanto, se obtuvieron las Ecuaciones AII.70 y AII.71.

$$C_{\text{HSO}_4^-} = \frac{\text{mol HSO}_4^- - C_b * u}{V_{\text{total}(3,95)} + w + u} \quad [\text{AII. 70}]$$

$$C_{\text{SO}_4^{2-}} = \frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * u}{V_{\text{total}(3,95)} + w + u} \quad [\text{AII. 71}]$$

Se reemplazaron las expresiones AII.70 y AII.71 en la Ecuación AII.49 para obtener una expresión que permita calcular el volumen de solución de NaOH para subir el valor de pH desde 3,95 a 4,5 considerando el equilibrio del bisulfato.

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} = \frac{\left(\frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * u}{V_{\text{total}(3,95)} + w + u}\right) + [\text{H}_3\text{O}^+]}{\left(\frac{\text{mol HSO}_4^- - C_b * u}{V_{\text{total}(3,95)} + w + u}\right) - [\text{H}_3\text{O}^+]}$$

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} = \frac{\frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * u + [\text{H}_3\text{O}^+](V_{\text{total}(3,95)} + w + u)}{V_{\text{total}(3,95)} + w + u}}{\frac{\text{mol HSO}_4^- - C_b * u - [\text{H}_3\text{O}^+](V_{\text{total}(3,95)} + w + u)}{V_{\text{total}(3,95)} + w + u}}$$

$$\frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} = \frac{\text{mol SO}_4^{2-} + C_b * u + [\text{H}_3\text{O}^+](V_{\text{total}(3,95)} + w + u)}{\text{mol HSO}_4^- - C_b * u - [\text{H}_3\text{O}^+](V_{\text{total}(3,95)} + w + u)}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} (\text{mol HSO}_4^- - C_b * u - [\text{H}_3\text{O}^+](V_{\text{total}(3,95)} + w + u)) \\ = \text{mol SO}_4^{2-} + C_b * u + [\text{H}_3\text{O}^+](V_{\text{total}(3,95)} + w + u) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} \text{mol HSO}_4^- - \frac{k_a}{[\text{H}_3\text{O}^+]} C_b * u - k_a (V_{\text{total}(3,95)} + w + u) \\ = \text{mol SO}_4^{2-} + C_b * u + [\text{H}_3\text{O}^+](V_{\text{total}(3,95)} + w + u) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_a}{[H_3O^+]} \text{mol HSO}_4^- - \text{mol SO}_4^{2-} \\ = C_b * u + [H_3O^+]V_{\text{total}(3,95)} + [H_3O^+](w + u) + \frac{k_a}{[H_3O^+]} C_b * u \\ + k_a V_{\text{total}(3,95)} + k_a (w + u) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{k_a}{[H_3O^+]} \text{mol HSO}_4^- - \text{mol SO}_4^{2-} \\ = C_b * u + V_{\text{total}(3,95)}([H_3O^+] + k_a) + (w + u)([H_3O^+] + k_a) \\ + \frac{k_a}{[H_3O^+]} C_b * u \end{aligned}$$

Se realizó un cambio de variables para agrupar los términos independientes con el fin de obtener una ecuación simplificada, donde:

$$\frac{k_a}{[H_3O^+]} \text{ moles HSO}_4^- = 0$$

$$\text{mol SO}_4^{2-} = P$$

$$[H_3O^+] + k_a = Q$$

$$\frac{k_a}{[H_3O^+]} C_b = S$$

Se reemplazaron las nuevas variables y se obtuvo la Ecuación AII.72.

$$0 - P = C_b * u + V_{\text{total}(3,95)}Q + (w + u)Q + S * u$$

$$0 - P - V_{\text{total}(3,95)}Q = C_b * u + (w + u)Q + S * u \quad [\text{AII. 72}]$$

Para determinar el volumen total de solución de NaOH requerido para elevar el pH de la mezcla hasta un valor de 4,5 se obtuvo un sistema de dos Ecuaciones AII.67 y AII.72 con dos incógnitas. En la Tabla AII. 8 se resumen los valores de las

variables independientes de las Ecuaciones, mismas que fueron reemplazadas y se obtuvo el valor de las incógnitas, que en este caso, representan los volúmenes de solución de NaOH que intervienen en los equilibrios del ácido cítrico y sulfato ferroso.

Tabla AII.8. Valores de las variables independientes que intervienen en las Ecuaciones AII.67 y AII.72 respectivamente

Ácido cítrico		Bisulfato			
Variables independientes	Valor	Variables independientes	Valor		
J	$\frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} \text{ mol } H_2A^-$	62,92	O	$\frac{k_a}{[H_3O^+]} \text{ mol } HSO_4^-$	406,21
L	$[H_3O^+] + k_{a2}$	$4,9 \times 10^{-5}$	P	$\text{mol } SO_4^{2-}$	115,91
M	$\frac{k_{a2}}{[H_3O^+]} C_b$	0,54	Q	$[H_3O^+] + k_a$	$1,026 \times 10^{-2}$
			S	$\frac{k_a}{[H_3O^+]} C_b$	323,59

Se reemplazaron los valores de la Tabla AII.8 en las Ecuaciones AII.67 y AII.72 y se resolvió el sistema de Ecuaciones compuesto por AII.73 y AII.74.

$$326,66 = w + 4,9 \times 10^{-5}(w + u) + 0,54 w \quad [\text{AII. 73}]$$

$$287,37 = u + 1,026 \times 10^{-2}(w + u) + 323,59 u \quad [\text{AII. 74}]$$

Los resultados del sistema de Ecuaciones fueron:

$$w = V_{b \text{ H}_3\text{A}}(4,5) = 40,84 \text{ L}$$

$$u = V_{b \text{ SO}_4^{2-}}(4,5) = 0,88 \text{ L}$$

Por lo tanto, el volumen de solución de NaOH requerido para subir el pH de la mezcla se obtuvo mediante la adición de los volúmenes que intervienen en los equilibrios del ácido cítrico y bisulfato.

$$V_{b(4.5)} = V_{b \text{ H}_3\text{A}(4.5)} + V_{b \text{ SO}_4^{2-}(4.5)}$$

$$V_{b(4.5)} = 40,84 \text{ L} + 0,88 \text{ L} = 41,72 \text{ L}$$

El volumen total de la solución de NaOH (1 M) necesario para el acondicionamiento del complejo fue:

$$V_{\text{total NaOH}} = V_{b(2,8)} + V_{b(3,95)} + V_{b(4.5)}$$

$$V_{\text{total NaOH}} = (25,85 + 94,60 + 41,72) \text{ L}$$

$$V_{\text{total NaOH}} = 162,17 \text{ L}$$

$$V_{\text{total NaOH}} = 0,162 \text{ m}^3$$

En la Tabla AII. 9 se muestran los valores de los volúmenes de solución de NaOH calculados en las diferentes partes así como el valor de volumen total que debe ser agregado para la formación y acondicionamiento del complejo.

Tabla AII.9. Valores de los volúmenes de solución de NaOH para la formación y acondicionamiento del complejo

	Volumen solución NaOH (1 M)
Primera parte pH inicial: 2,50 pH final: 2,80	$V_{b(2,8)} = 25,85 \text{ L}$
Segunda parte pH inicial: 2,80 pH final: 3,95	$V_{b(3,95)} = 94,60 \text{ L}$
Tercera parte pH inicial: 3,95 pH final: 4,50	$V_{b(4.5)} = 41,72 \text{ L}$
Total	$V_{b \text{ total NaOH}} = 162,17 \text{ L}$

La densidad de la solución de hidróxido de sodio 1 M es 1 040 kg/m³ por lo que la cantidad de la solución fue (LabChem, 2012, p. 4):

$$m_{\text{sol}_{\text{NaOH}}} = 162,17 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1\,040 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3}$$

$$m_{\text{sol}_{\text{NaOH}}} = 168,66 \text{ kg}$$

La cantidad de NaOH que se debe disolver para formar la solución de NaOH 1 M se calculó con el volumen total de la solución empleada.

$$\text{masa}_{\text{NaOH}} = 162,17 \text{ L sol} * \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ L sol}} * \frac{40 \text{ g}}{1 \text{ mol NaOH}} * \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}}$$

$$\text{masa}_{\text{NaOH}} = 6,49 \text{ kg}$$

Una vez obtenida la cantidad de solución de NaOH, se aplicó el balance de masa para el cálculo de la cantidad de complejo formado. En la Figura AII.5 se muestra una representación del proceso de formación y acondicionamiento del complejo.

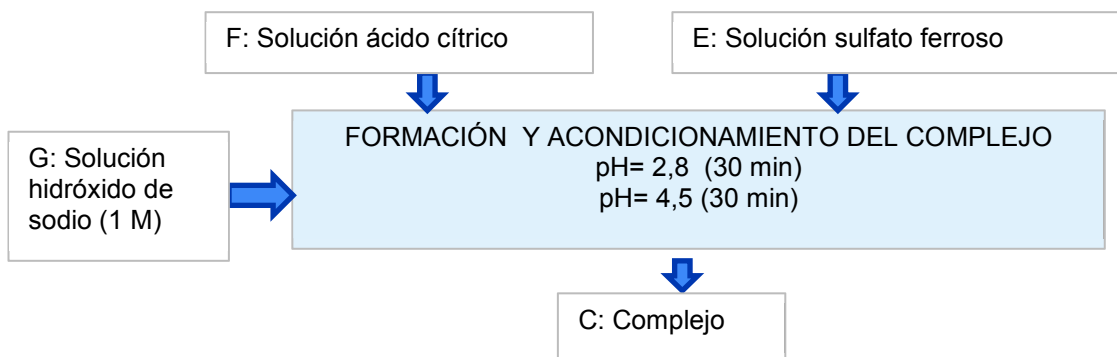


Figura AII.5. Representación de la etapa de formación y acondicionamiento del complejo

Se realizó el balance de masa en el proceso, y se aplicó la ley de la conservación de la materia expresado en las Ecuaciones AII.75 y AII.76, donde:

$$\text{Entra} - \text{Sale} + \text{Genera} - \text{Consume} = \text{Acumula} \quad [\text{AII.75}]$$

$$\text{masa entra} - \text{masa sale} = 0$$

masa entra = masa sale

[AII. 76]

El balance de masa aplicado al proceso fue:

$$\begin{aligned} \text{masa}_{\text{complejo}} = & \text{masa}_{\text{ácido cítrico}} + \text{masa}_{\text{agua ác. cítrico}} + \text{masa}_{\text{sulfato ferroso}} \\ & + \text{masa}_{\text{agua sulf. ferroso}} + \text{masa}_{\text{sol}_{\text{NaOH}}} \end{aligned}$$

$$\text{Masa}_{\text{complejo}} = (24,60 + 41,56 + 32,57 + 122,92 + 168,66) \text{ kg}$$

$$\text{Masa}_{\text{complejo}} = \mathbf{390,33 \text{ kg}}$$

Una vez obtenida la masa y el volumen del complejo, se calculó la densidad del mismo mediante la Ecuación AII.77.

$$\rho = \frac{m}{V}$$

[AII. 77]

Donde:

ρ : Densidad (kg/m^3)

m: masa (kg)

V: Volumen (m^3)

Por lo tanto:

$$\rho_{\text{complejo}} = \frac{\text{Masa}_{\text{complejo}}}{\text{Volumen}_{\text{complejo}}}$$

$$\text{Volumen}_{\text{complejo}} = 164,50 \text{ L} + 162,17 \text{ L} = 326,67 \text{ L}$$

$$\text{Volumen}_{\text{complejo}} = 326,67 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} = 0,326 \text{ m}^3$$

$$\rho_{\text{complejo}} = \frac{390,33 \text{ kg}}{326,67 \text{ L}} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} = 1\,194,90 \text{ kg}/\text{m}^3$$

ANEXO III

BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE REACCIÓN: PROCESO FENTON MODIFICADO

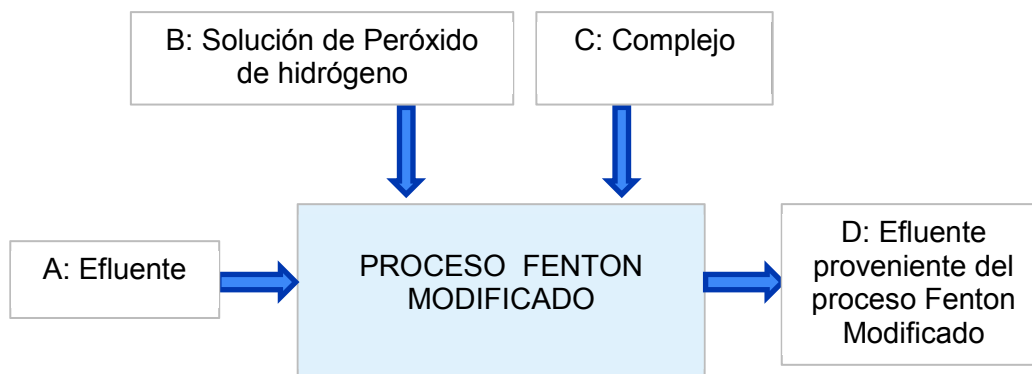


Figura AIII.1. Representación de la etapa de reacción: proceso Fenton Modificado

Para el cálculo del efluente proveniente del proceso Fenton Modificado se aplicó el balance de masa al proceso representado en la Figura de AIII.1 mediante la Ecuación AII.76.

Con el fin de simplificar expresiones, se denominó al caudal de agua que proviene de la planta de tratamiento existente como “efluente” (A) mientras que a la masa del efluente proveniente del proceso Fenton Modificado como “masa en D”.

Por lo tanto:

$$\text{Masa en D} = \text{masa}_{\text{efluente}} + \text{masa}_{\text{sol. peróxido de hidrógeno}} + \text{masa}_{\text{complejo}}$$

$$\text{Masa en D} = 18\,698,02 \text{ kg} + 71,71 \text{ kg} + 390,33 \text{ kg}$$

$$\text{Masa en D} = 19\,160,05 \text{ kg}$$

La densidad del efluente proveniente del proceso Fenton, se consideró como la densidad de una mezcla mediante la Ecuación AIII.1.

$$\rho_{\text{mezcla}} = \frac{\rho_A V_A + \rho_B V_B + \rho_C V_C}{V_A + V_B + V_C} \quad [\text{AIII. 1}]$$

Donde:

A, B, C: componentes presentes en la mezcla

$$\rho_{\text{mezcla}} = \frac{\text{Masa}_{\text{efluente}} + \text{Masa sol}_{\text{H}_2\text{O}_2} + \text{Masa}_{\text{complejo}}}{V_{\text{efluente}} + V_{\text{H}_2\text{O}_2} + V_{\text{complejo}}}$$

$$\text{Densidad} = \frac{(18\,698,02 + 71,71 + 390,33) \text{ kg}}{(18,72 + 0,051 + 0,326) \text{ m}^3}$$

$$\text{Densidad} = 1\,003,3 \text{ kg/m}^3$$

El volumen del efluente proveniente del proceso Fenton Modificado:

$$\text{Volumen} = \frac{19\,160,05 \text{ kg}}{1\,003,3 \text{ kg/m}^3} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} = 19\,098,00 \text{ L}$$

$$\text{Volumen} = 19\,098,00 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} = 19,09 \text{ m}^3$$

ANEXO IV

BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE COAGULACIÓN

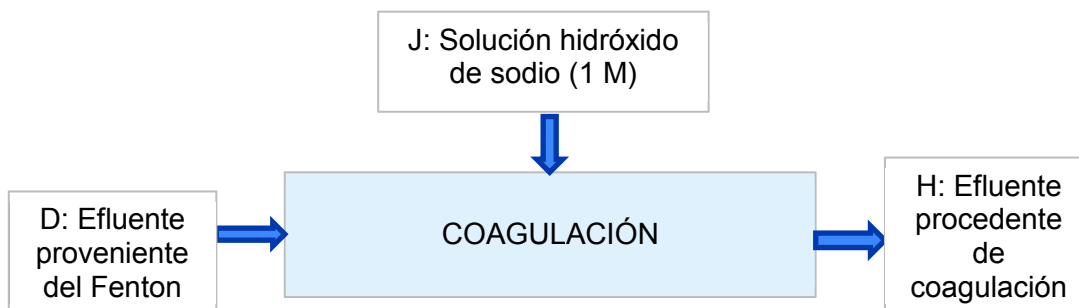


Figura AIV.1. Representación de la etapa de coagulación

El proceso de coagulación² se lleva a cabo mediante la adición de solución de NaOH al efluente proveniente del proceso Fenton que tiene un valor de pH de 6,0 (valor obtenido de la investigación referencial) hasta alcanzar un valor de pH de 12, por lo que se determinó la cantidad de solución de NaOH necesaria para dicho efecto. Se consideró al efluente proveniente del proceso Fenton como una dilución del complejo; por lo que fue necesario conocer la nueva concentración analítica tanto del ácido cítrico como del sulfato ferroso cuando el valor de pH de la mezcla es 6,0.

Primero, se aplicó la Ecuación A1.1 para determinar la concentración analítica tanto de ácido cítrico como de sulfato ferroso cuando el volumen a considerar es el volumen del complejo, es decir, se calculó la concentración analítica cuando el valor de pH de la mezcla es 4,5.

$$C_1 * V_1 = C_2 * V_2$$

² Para fines de este trabajo, se usará el término coagulación identificar la adición de una solución de hidróxido de sodio (como agente desestabilizante del complejo) y posterior precipitación del hierro.

Donde:

$$C_1 = C_{a(2,5)} = 0,712 \text{ M}$$

$$V_1 = V_{a(2,5)} = 164,5 \text{ L}$$

$$V_2 = V_{\text{total}(4,5)} = V_{\text{complejo}} = 326,67 \text{ L}$$

Tanto para el ácido cítrico como para el sulfato ferroso se tiene que:

$$C_{a(2,5)} * V_{a(2,5)} = C_{a(4,5)} * V_{\text{complejo}}$$

$$C_{a(4,5)} = \frac{C_{a(2,5)} * V_{a(2,5)}}{V_{\text{complejo}}}$$

$$C_{a(4,5)} = \frac{0,712 \text{ M} * 164,50 \text{ L}}{326,67 \text{ L}} = 0,358 \text{ M}$$

Con la concentración analítica calculada anteriormente y mediante la Ecuación A1.1, se recalcularon las concentraciones analíticas del ácido cítrico y sulfato ferroso presentes en el efluente que proviene del proceso Fenton Modificado, es decir se calcularon las concentraciones analíticas cuando el pH de la mezcla tiene un valor de 6,0.

$$C_1 * V_1 = C_2 * V_2$$

Donde:

$$C_1 = C_{a(4,5)} = 0,358 \text{ M}$$

$$V_1 = V_{a(4,5)} = 326,67 \text{ L}$$

$$V_2 = V_{\text{total}(6,0)} = V_{\text{efluente del proceso Fenton modificado}} = 19\,098,00 \text{ L}$$

Por lo tanto, para el ácido cítrico y el sulfato ferroso se tiene que:

$$C_{a(4,5)} * V_{total(4,5)} = C_{a(6,0)} * V_{efluente \text{ del proceso Fenton modificado}}$$

$$C_{a(6,0)} = \frac{C_{a(4,5)} * V_{a(4,5)}}{V_{efluente \text{ del proceso Fenton modificado}}}$$

$$C_{a(6,0)} = \frac{0,358 \text{ M} * 326,67 \text{ L}}{19\ 098,00 \text{ L}} = 0,0061 \text{ M}$$

Una vez obtenidas las nuevas concentraciones analíticas para el ácido cítrico y sulfato ferroso presentes en el efluente que proviene del proceso Fenton, se calculó la cantidad de solución de NaOH requerida para alcanzar un valor de pH de 12.

- Para el ácido cítrico:

Como se mencionó en la descripción del proceso, (ver Sección 2.3), el efluente proveniente del proceso Fenton tiene un valor de pH de 6, y este valor está por debajo del “tercer punto de equivalencia” (9,08 valor recalculado para la nueva concentración de ácido cítrico), por lo que se determinaron las concentraciones de las especies del ácido cítrico a pH=6 y posteriormente, se obtuvieron las moles de la especie HA^{2-} que reaccionaron con la solución de NaOH, para tener solo una especie A^{3-} (que es la forma en que está presente el ácido cítrico a pH=12, requerido en el proceso de coagulación).

A partir del “tercer punto de equivalencia”, el exceso de base fuerte (solución de NaOH) supera el carácter ácido del producto, de manera que el pH se rige en gran medida por la concentración del exceso de base fuerte, cuyo valor fue calculado. En la Figura AIV.2, se tiene una representación de lo mencionado anteriormente.

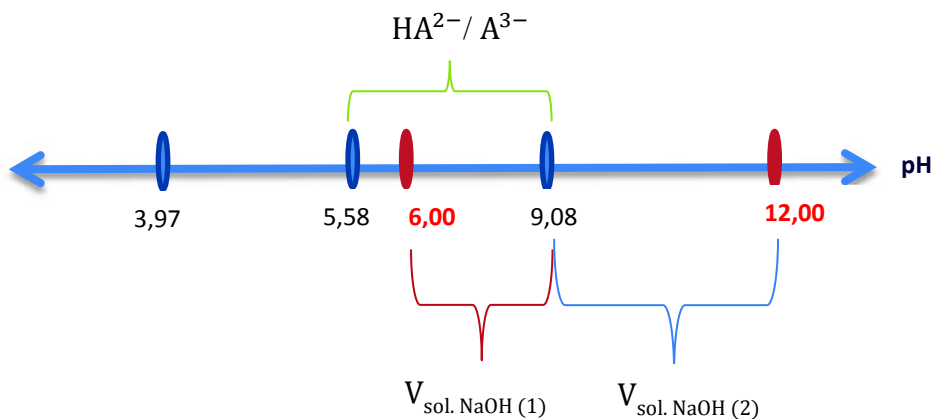


Figura AIV.2. Representación gráfica de las consideraciones de cálculo

A pH=6 las concentraciones de las especies del ácido cítrico se calcularon a partir de las Ecuaciones AII.6 y AII.7 en donde se despejó el valor de la concentración analítica y se reemplazaron los valores de concentración de iones hidronio así como los valores de las constantes de disociación ácida:

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = 10^{-6} \text{ M}$$

$$[\text{HA}^{2-}] = \frac{C_a k_{a1} k_{a2} [\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{H}_3\text{O}^+]^3 + k_{a1} [\text{H}_3\text{O}^+]^2 + k_{a1} k_{a2} [\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1} k_{a2} k_{a3}}$$

$$[\text{HA}^{2-}] = \frac{(0,0061)(7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})[10^{-6}]}{[10^{-6}]^3 + (7,24 \times 10^{-4})[10^{-6}]^2 + (7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})[10^{-6}] + (7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})(4,07 \times 10^{-7})}$$

$$[\text{HA}^{2-}] = 4,1838 \times 10^{-3} \text{ M}$$

$$[\text{A}^{3-}] = \frac{C_a k_{a1} k_{a2} k_{a3}}{[\text{H}_3\text{O}^+]^3 + k_{a1} [\text{H}_3\text{O}^+]^2 + k_{a1} k_{a2} [\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1} k_{a2} k_{a3}}$$

$$[\text{A}^{3-}] = \frac{(0,0061)(7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})(4,07 \times 10^{-7})}{[10^{-6}]^3 + (7,24 \times 10^{-4})[10^{-6}]^2 + (7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})[10^{-6}] + (7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})(4,07 \times 10^{-7})}$$

$$[\text{A}^{3-}] = 1,7044 \times 10^{-3} \text{ M}$$

Se calculó el número de moles de cada especie considerando el volumen del efluente que proviene del proceso Fenton.

- Para la especie HA^{2-}

$$\text{moles } HA^{2-} = 4,1838 \times 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 19\,098,00 \text{ L}$$

$$\text{moles } HA^{2-} = 79,90 \text{ moles}$$

- Para la especie A^{3-}

$$\text{moles } A^{3-} = 1,7044 \times 10^{-3} * \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 19\,098,00 \text{ L}$$

$$\text{moles } A^{3-} = 32,55 \text{ moles}$$

Se calculó estequiométricamente la cantidad de NaOH a partir de la reacción AIV.1.



$$\text{moles NaOH} = 79,90 \text{ moles } HA^{2-} * \frac{1 \text{ mol } OH^-}{1 \text{ mol } HA^{2-}} * \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol } OH^-} = 79,90 \text{ moles NaOH}$$

$$V_{\text{sol. NaOH}(1)} = 79,90 \text{ moles NaOH} * \frac{1 \text{ L solución NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}} = 79,90 \text{ L}$$

Para el cálculo del volumen de base fuerte requerido para alcanzar el valor de pH de 12 desde el “tercer punto de equivalencia” (pH=9,08), se consideró como una dilución de base fuerte en agua.

Se conoce que:

$$\text{pH} + \text{pOH} = 14 \quad [AIV. 2]$$

Se despejó el término pOH

$$pOH = 14 - pH \quad [AIV. 3]$$

Se conoce que:

$$pOH = -\log[OH^-] \quad [AIV. 4]$$

Se reemplazó la Ecuación AIV.3 en AIV.4 y se obtuvo la Ecuación AIV.5.

$$-\log[OH^-] = 14 - pH$$

$$[OH^-] = 10^{-(14-pH)} \quad [AIV. 5]$$

La concentración de los iones oxidrilo se calculó mediante la Ecuación AIV.6

$$[OH^-] = \frac{C_{NaOH} (V_{sol.NaOH(2)})}{V_{efluente} + V_{sol.NaOH(2)} + V_{sol.NaOH(1)}} \quad [AIV. 6]$$

Se reemplazaron y se operaron los términos para obtener la Ecuación AIV.7.

$$[OH^-] (V_{efluente} + V_{sol.NaOH(2)} + V_{sol.NaOH(1)}) = C_{NaOH} (V_{sol.NaOH(2)})$$

$$[OH^-] (V_{efluente} + V_{sol.NaOH(1)}) = C_{NaOH} (V_{sol.NaOH(2)}) - [OH^-] (V_{sol.NaOH(2)})$$

$$V_{sol.NaOH(2)} = \frac{[OH^-] (V_{efluente} + V_{sol.NaOH(1)})}{C_{NaOH} - [OH^-]}$$

$$V_{sol.NaOH(2)} = \frac{(10^{-(14-pH)}) (V_{efluente} + V_{sol.NaOH(1)})}{C_{NaOH} - (10^{-(14-pH)})} \quad [AIV. 7]$$

Se reemplazaron los valores en la Ecuación AIV.7.

Para un pH =12:

$$V_{\text{NaOH}} = \frac{(10^{-(14-12)}) (19\,098,00 \text{ L} + 79,90 \text{ L})}{1 - (10^{-(14-12)})}$$

$$V_{\text{NaOH}} = 193,72 \text{ L}$$

Por lo tanto, se calculó el volumen de la solución de hidróxido de sodio 1 M empleado para subir el pH del ácido cítrico.

$$V_{\text{NaOH (ác. cítrico)}} = V_{\text{sol.NaOH (1)}} + V_{\text{sol.NaOH (2)}}$$

$$V_{\text{NaOH (ác. cítrico)}} = 79,90 \text{ L} + 193,72 \text{ L}$$

$$V_{\text{NaOH (ác. cítrico)}} = 273,62 \text{ L}$$

De manera análoga al ácido cítrico, para el sulfato ferroso, se calcularon las concentraciones de las especies presentes a pH=6 y posteriormente, se obtuvieron las moles de la especie HSO_4^- que reaccionaron con la base fuerte, para tener solo una especie SO_4^{2-} (presente mayoritariamente a pH=12). En la Figura AIV.3, se tiene una representación de lo mencionado anteriormente.

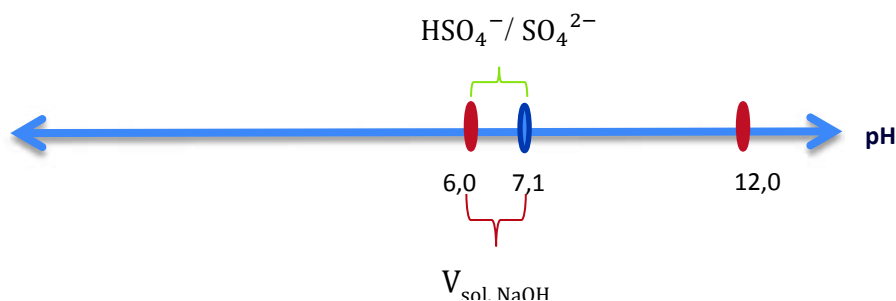


Figura AIV.3. Representación gráfica de las consideraciones de cálculo

Por lo tanto se reemplazaron los valores en las Ecuaciones AII.43 y AII.44.

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = 10^{-6} \text{ M}$$

$$[\text{HSO}_4^-] = \frac{C_a[\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1}}$$

$$[\text{HSO}_4^-] = \frac{0,0061 [10^{-6}]}{[10^{-6}] + (1,02 \times 10^{-2})}$$

$$[\text{HSO}_4^-] = 5,99 \times 10^{-7} \text{ M}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = \frac{C_a k_{a1}}{[\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1}}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = \frac{0,0061 (1,02 \times 10^{-2})}{[10^{-6}] + (1,02 \times 10^{-2})}$$

$$[\text{SO}_4^{2-}] = 6,13 \times 10^{-3} \text{ M}$$

Se calcularon las moles de cada especie considerando el volumen del efluente que proviene del proceso Fenton.

- Para la especie HSO_4^-

$$\text{moles } \text{HSO}_4^- = 5,99 \times 10^{-7} \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 19\,098,00 \text{ L}$$

$$\text{moles } \text{HSO}_4^- = 11,44 \times 10^{-3} \text{ moles}$$

- Para la especie SO_4^{2-}

$$\text{moles } \text{SO}_4^{2-} = 6,13 \times 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 19\,098,00 \text{ L}$$

$$\text{moles } \text{SO}_4^{2-} = 117,15 \text{ moles}$$

Se calculó estequiométricamente la cantidad de hidróxido de sodio a partir de la Ecuación AIV.8.



$$\begin{aligned} \text{moles NaOH} &= 11,44 \times 10^{-3} \text{ moles HSO}_4^- * \frac{1 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol HSO}_4^-} * \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol OH}^-} \\ &= 11,44 \times 10^{-3} \text{ moles NaOH} \end{aligned}$$

El volumen de solución de NaOH (1 M) necesaria para que en la solución resultante solo esté presente la especie $[\text{A}^{3-}]$:

$$V_{\text{NaOH}} = 11,44 \times 10^{-3} \text{ moles NaOH} * \frac{1 \text{ L sol NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}}$$

$$V_{\text{NaOH}} = 11,44 \times 10^{-3} \text{ L}$$

El volumen de solución de NaOH calculado anteriormente resultó ser muy pequeño comparado al volumen ocupado en el caso del ácido cítrico por lo que se consideró a este volumen como despreciable.

El volumen total de la solución de NaOH 1 M necesario para alcanzar el pH requerido:

$$V_{\text{total sol.NaOH}} = V_{\text{NaOH (ác. cítrico)}}$$

$$V_{\text{total sol.NaOH}} = 273,62 \text{ L}$$

$$\mathbf{V_{\text{total sol.NaOH}} = 0,274 \text{ m}^3}$$

La cantidad de solución de NaOH se calculó con el valor de densidad de la misma (1 040 kg/m³):

$$m_{\text{sol}_{\text{NaOH}}} = 273,62 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} * \frac{1\,040 \text{ kg}}{\text{m}^3}$$

$$\mathbf{m_{\text{sol}_{\text{NaOH}}} = 284,56 \text{ kg}}$$

La cantidad de hidróxido de sodio se calculó con el volumen de la solución de hidróxido de sodio 1 M empleada

$$masa_{\text{NaOH}} = 273,62 \text{ L} * \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ L sol}} * \frac{40 \text{ g}}{1 \text{ mol NaOH}} * \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}}$$

$$\mathbf{masa_{\text{NaOH}} = 10,94 \text{ kg}}$$

Es importante señalar que, una vez que se produce la reacción Fenton, los iones de hierro II se oxidan a hierro III y éstos se acumulan progresivamente en solución hasta alcanzar su producto de solubilidad, y formar hidróxido férrico $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (Sánchez, 2015, p.3).

Esta es la razón por la que se consideró una cantidad adicional de la solución de hidróxido de sodio, para formar el precipitado por lo que se calculó el volumen de base fuerte en función de la relación estequiométrica de la reacción de equilibrio de precipitación como se muestra en la Ecuación AIV.9.



Se consideraron las moles de hierro que intervinieron en el proceso, y que provinieron del sulfato ferroso añadido para la formación del complejo.

$$\text{moles Fe} = 117,17 \text{ mol FeSO}_4 * \frac{1 \text{ mol Fe}}{1 \text{ mol FeSO}_4} = 117,17 \text{ mol Fe}$$

Por lo tanto, la cantidad de hierro que ingresó con el sulfato ferroso fue la misma que formó el precipitado, se asumió que todo el Fe^{2+} fue oxidado a Fe^{3+} .

$$\begin{aligned} \text{moles NaOH} &= 117,17 \text{ moles Fe}^{3+} * \frac{3 \text{ moles OH}^-}{1 \text{ mol Fe}^{3+}} * \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol OH}^-} \\ &= 351,50 \text{ moles NaOH} \end{aligned}$$

$$V_{\text{NaOH(3)}} = 351,50 \text{ moles NaOH} * \frac{1 \text{ L sol NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}} = 351,50 \text{ L}$$

$$V_{\text{NaOH(3)}} = 0,351 \text{ m}^3$$

La cantidad de la solución se calculó con la densidad de la solución de NaOH 1 M es 1 040 kg/m³ por lo tanto:

$$\text{Masa sol}_{\text{NaOH}} = 351,50 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\ 000 \text{ L}} * \frac{1\ 040 \text{ kg}}{1 \text{ m}^3}$$

$$\text{Masa sol}_{\text{NaOH}} = 365,56 \text{ kg}$$

La cantidad de hidróxido de sodio se calculó con el volumen de la solución de NaOH 1 M empleada.

$$\text{masa}_{\text{NaOH}} = 351,50 \text{ L sol} * \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ L sol}} * \frac{40 \text{ g}}{1 \text{ mol NaOH}} * \frac{1 \text{ kg}}{1\ 000 \text{ g}}$$

$$\text{masa}_{\text{NaOH}} = 14,06 \text{ kg}$$

El volumen total de la solución de NaOH añadido en la etapa de coagulación se calculó como la adición del volumen necesario para subir el pH de la mezcla a un valor de 12 y el volumen necesario para la formación de hidróxido férrico.

$$V_{\text{NaOH}} = V_{\text{total sol.NaOH}} + V_{\text{NaOH(3)}}$$

$$V_{\text{NaOH}} = 0,274 \text{ m}^3 + 0,351 \text{ m}^3 = 0,625 \text{ m}^3$$

Finalmente para el cálculo del efluente procedente de la coagulación, se aplicó el balance de masa al proceso representado en la Figura AIV.1, mediante la Ecuación AII.76.

masa entra = masa sale

Masa efluente procedente coagulación = masa_{en D} + masa_{sol. NaOH}

Masa efluente procedente coagulación = 19 160,05 kg + (284,56 + 365,56) kg

Masa efluente procedente coagulación = 19 810, 18 kg

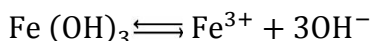
ANEXO V

BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE SEDIMENTACIÓN



Figura AV.1. Representación gráfica de la etapa de sedimentación

Para determinar la masa de sólidos precipitados, se hicieron varias consideraciones: la cantidad de hierro en esta etapa provino del sulfato ferroso añadido para la formación del complejo, se asumió que todo el hierro II fue oxidado a hierro III formando el hidróxido de hierro III y representado en la Ecuación AIV.9



$$\text{moles Fe (OH)}_3 = 117,17 \text{ moles Fe}^{3+} * \frac{1 \text{ mol Fe (OH)}_3}{1 \text{ mol Fe}^{3+}} = 117,17 \text{ moles Fe (OH)}_3$$

$$\text{masa Fe (OH)}_3 = 117,17 \text{ moles Fe (OH)}_3 * \frac{106,85 \text{ g Fe (OH)}_3}{1 \text{ mol Fe (OH)}_3} * \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 12,52 \text{ kg}$$

Para determinar la cantidad de agua presente en los lodos que precipitan en esta etapa se tomó como referencia la humedad de lodos producidos de un proceso Fenton, cuyo valor es del 99,2 % (Ramírez, Orta, Durán y Malpica, 2002, p. 46). Se utilizó la Ecuación AV.1.

$$\% \text{ H} = \frac{w}{s + w} * 100$$

[AV.1]

Donde:

% H: porcentaje de humedad

w: cantidad de agua en el sólido (kg)

s: es la cantidad de sólido seco (kg).

Se reemplazaron los valores correspondientes en la Ecuación AV.1.

$$0,992 = \frac{w}{12,52 + w}$$

$$0,992 * (12,52 + w) = w$$

$$w = \frac{0,992 * (12,52 \text{ kg})}{(1 - 0,992)} = 1\ 552,38 \text{ kg}$$

Por lo tanto, la masa del lodo correspondió a la suma de sólidos precipitados más el agua correspondiente al porcentaje de humedad.

$$\text{masa del lodo} = \text{masa}_{\text{Fe (OH)}_3} + w$$

$$\text{masa del lodo} = 12,52 \text{ kg} + 1\ 552,38 \text{ kg} = 1\ 564,90 \text{ kg}$$

Para determinar el volumen de lodos producidos se calculó la densidad relativa del lodo mediante las Ecuaciones AV.2 y AV.3 (Romero, 2002, pp. 759-762).

$$S_L = \frac{1}{\left(\frac{P_s}{S_s} + \frac{P_a}{S_a}\right)} \quad [\text{AV. 2}]$$

Donde:

S_L : densidad relativa del lodo

P_s : porcentaje de sólidos del lodo, fracción decimal

S_s : densidad relativa de los sólidos

P_a : porcentaje de agua del lodo, fracción decimal

S_a : densidad relativa del agua (1,0)

$$V_L = \frac{M_s}{(\rho * S_L * P_s)} \quad [\text{AV. 3}]$$

Donde:

V_L : Volumen de lodos (m^3)

M_s : masa de sólidos (kg)

ρ : densidad del agua ($1\,000\text{ kg/m}^3$)

Para la densidad relativa del sólido $\text{Fe}(\text{OH})_3$ se tomó el valor promedio de densidad relativa entre 3,4 a 3,9 (Perry, 2001, p. 2-18).

$$S_s = \frac{3,4 + 3,9}{2} = 3,65$$

$$P_s = \frac{12,52\text{ kg}}{1\,564,90\text{ kg}} = 0,008$$

$$P_a = \frac{1\,552,38\text{ kg}}{1\,564,90\text{ kg}} = 0,992$$

Se reemplazaron los valores en la Ecuación AV.2 y AV.3 respectivamente.

$$S_L = \frac{1}{\left(\frac{0,008}{3,65} + \frac{0,992}{1,0}\right)} = 1,005$$

$$V_L = \frac{12,52 \text{ kg}}{\left(1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 1,005 * 0,008\right)} = 1,56 \text{ m}^3$$

Para el cálculo de la masa del efluente básico, se aplicó el balance de masa al proceso representado en la Figura AV.1, mediante la Ecuación All.76:

masa entra = masa sale

Masa efluente básico = Masa efluente procedente coagulación – masa lodos

Masa efluente básico = 19 810,18 kg – 1 564,90 kg

Masa efluente básico = 18 245,27 kg

Para determinar el volumen del efluente básico se tomó como referencia la densidad del agua 1 000 kg/m³.

$$V_{\text{efluente basico}} = \frac{18\,245,27 \text{ kg}}{1\,000 \text{ kg/m}^3} * \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} = 18\,245,27 \text{ L}$$

$$V_{\text{efluente basico}} = 18,24 \text{ m}^3$$

ANEXO VI

BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE NEUTRALIZACIÓN

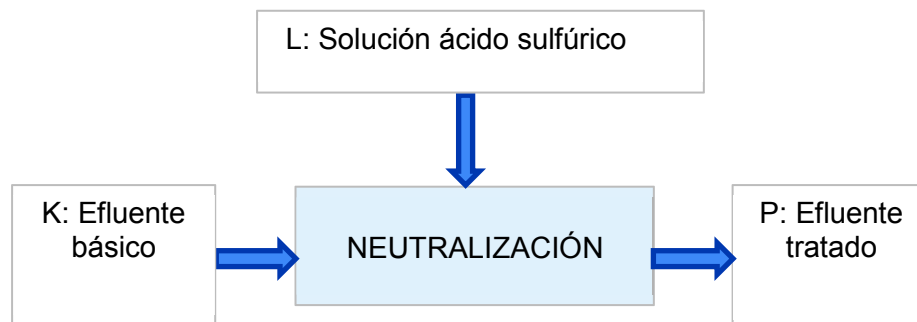


Figura AVI.1. Representación gráfica de la etapa de neutralización

El efluente básico proveniente de la sedimentación tiene un valor de pH de 12, por lo que se requiere de un proceso de neutralización con el objetivo de regular el pH del efluente y que pueda ser descargado a un cuerpo de agua receptor.

Es importante recordar que en la etapa de coagulación, se elevó el valor de pH del efluente a 12 para desestabilizar al complejo y posteriormente eliminar el hierro del efluente. Sin embargo, se asume que el ácido cítrico con el cual se formó inicialmente el complejo, no ha precipitado, por lo que sigue presente en el efluente, en la forma A^{3-} .

La neutralización del efluente básico implicó distintas etapas: primero se lleva el valor de pH del afluente hasta alcanzar el pH correspondiente al “tercer punto de equivalencia” del ácido cítrico (pH=9,08). Esta etapa involucra la neutralización de una base fuerte, NaOH, donde se calculó el volumen de solución de H_2SO_4 para dicho efecto.

Una siguiente etapa de neutralización se da a partir del “tercer punto de equivalencia” hasta pH=7, en la cual se tiene la presencia de las especies HA^{2-} y A^{3-} . En esta etapa se calcularon las concentraciones de las especies a este valor de pH; mediante la reacción de neutralización y por estequiometría se calcularon

las moles de H_2SO_4 necesarios para la neutralización y, finalmente, se determinó el volumen de solución de H_2SO_4 a partir de la densidad del ácido comercial.

En la Figura AVI.2, se tiene una representación de las etapas para completar la neutralización.

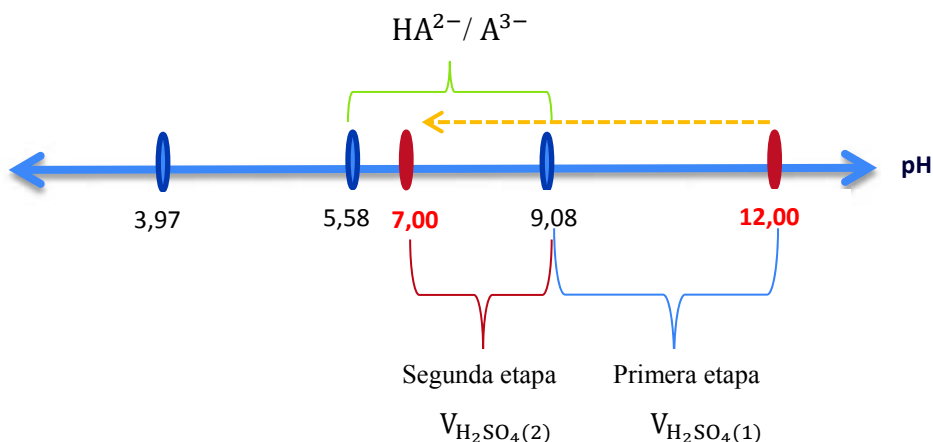


Figura AVI.2. Representación gráfica de las consideraciones de cálculo

En la primera etapa se consideró una dilución de base fuerte en agua, por lo que predomina la presencia de iones OH^- . La reacción de neutralización de interés se muestra en la Ecuación AVI.1.



El volumen de solución de H_2SO_4 fue calculado a partir de la Ecuación AVI.2 que representa la concentración de iones OH^- en el “tercer punto de equivalencia”.

$$[\text{OH}^-]_{(9,08)} = \frac{[\text{OH}^-]_{(12)}(V_{\text{efluente}}) - 2C_{\text{H}_2\text{SO}_4}(V_{\text{H}_2\text{SO}_4})}{V_{\text{efluente}} + V_{\text{H}_2\text{SO}_4}} \quad [\text{AVI. 2}]$$

Se reordenaron términos para obtener la Ecuación AVI.3.

$$[\text{OH}^-]_{(9,08)}(V_{\text{efluente}} + V_{\text{H}_2\text{SO}_4}) = [\text{OH}^-]_{(12)}(V_{\text{efluente}}) - 2C_{\text{H}_2\text{SO}_4}(V_{\text{H}_2\text{SO}_4})$$

$$[\text{OH}^-]_{(9,08)}V_{\text{H}_2\text{SO}_4} + 2C_{\text{H}_2\text{SO}_4}(V_{\text{H}_2\text{SO}_4}) = [\text{OH}^-]_{(12)}(V_{\text{efluente}}) - [\text{OH}^-]_{(9,08)}(V_{\text{efluente}})$$

$$V_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{([\text{OH}^-]_{(12)} - [\text{OH}^-]_{(9,08)}) (V_{\text{efluente}})}{[\text{OH}^-]_{(9,08)} + 2C_{\text{H}_2\text{SO}_4}} \quad [\text{AVI. 3}]$$

Donde:

$V_{\text{H}_2\text{SO}_4}$: volumen de la solución de ácido sulfúrico (L)

$[\text{OH}^-]_{(9,08)}$: concentración de iones OH^- del tercer punto de equivalencia (M)

$[\text{OH}^-]_{(12)}$: concentración de iones OH^- que tiene el efluente básico a un valor de pH de 12 (M)

$C_{\text{H}_2\text{SO}_4}$: concentración de la solución de ácido sulfúrico (M)

Se calcularon las concentraciones de los iones OH^- en el tercer punto de equivalencia y en el efluente respectivamente.

- Concentración de iones OH^- en el tercer punto de equivalencia

$$\text{pH} = 9,08$$

$$\text{pOH} = 14 - 9,08 = 4,92$$

$$[\text{OH}^-]_{(9,08)} = 10^{-4,92} \text{ M}$$

- Concentración de iones OH^- en el efluente

$$\text{pH} = 12$$

$$\text{pOH} = 14 - 12 = 2$$

$$[\text{OH}^-]_{(12)} = 10^{-2} \text{ M}$$

Se utilizó una solución de ácido sulfúrico comercial al 98 % p/p, cuya densidad es 1 836,10 kg/m³ (Perry, 2001, p. 2-115). A partir de estos valores se calculó su respectiva concentración molar.

$$C_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{98 \text{ kg H}_2\text{SO}_4}{100 \text{ kg sol H}_2\text{SO}_4} * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4}{98 \text{ g H}_2\text{SO}_4} * \frac{1 \text{ 836,10 kg sol H}_2\text{SO}_4}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ m}^3}{1 \text{ 000 L}}$$

$$C_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 18,36 \text{ M}$$

Se reemplazaron los valores calculados anteriormente en la Ecuación AVI.3.

$$V_{\text{H}_2\text{SO}_4(1)} = \frac{(10^{-2} - 10^{-4,92})(18 \text{ 245,27})}{10^{-4,92} + 2(18,36)}$$

$$V_{\text{H}_2\text{SO}_4(1)} = \mathbf{4,96 \text{ L}}$$

Para la siguiente etapa, desde el pH correspondiente al “tercer punto de equivalencia” hasta el valor de pH 7, se utilizó un procedimiento iterativo para conocer el volumen de solución de H₂SO₄.

Primero se calculó la nueva concentración analítica de ácido cítrico presente en el efluente básico (cuando el pH=12) mediante la Ecuación AI.1.

$$C_1 * V_1 = C_2 * V_2$$

Donde:

$$C_1 = C_{a(6,0)} = 0,0061 \text{ M}$$

$$V_1 = V_{\text{total}(6,0)} = 19 \text{ 098,00 L}$$

$$V_2 = V_{\text{efluente básico}} = 18 \text{ 245,27 L}$$

$$C_{a(6,0)} * V_{total(6,0)} = C_{2(12)} * V_{efluente\ básico}$$

$$C_{2(12)} = \frac{C_{a(6,0)} * V_{total(6,0)}}{V_{efluente\ básico}}$$

$$C_{2(12)} = \frac{0,0061\ M * 19\ 098,00\ L}{18\ 245,27\ L} = 0,0064\ M$$

Una vez conocida la concentración analítica a pH=12, se utilizó la Ecuación A1.1 para determinar la nueva concentración analítica a pH=7, para conocer dicha concentración se asumió un valor de volumen de solución de H₂SO₄ para alcanzar el valor de pH de 7.

$$\text{Valor asumido: } V_{H_2SO_4(2)} = 1\ L$$

$$V_{total(7)} = V_{total(12)} + V_{H_2SO_4(1)} + V_{H_2SO_4(2)}$$

$$V_{total(7)} = 18\ 245,27\ L + 4,96\ L + 1\ L = 18\ 251,24\ L$$

$$C_1 * V_1 = C_2 * V_2$$

Donde:

$$C_1 = C_{a(12)} = 0,0064\ M$$

$$V_1 = V_{a(12)} = 18\ 245,27\ L$$

$$V_2 = V_{total(7)} = 18\ 251,24\ L$$

$$C_{a(12)} * V_{a(12)} = C_{a(7)} * V_{total(7)}$$

$$C_{a(7)} = \frac{C_{a(12)} * V_{a(12)}}{V_{total(7)}}$$

$$C_{a(7)} = \frac{0,0064 \text{ M} * 18\,245,27 \text{ L}}{18\,251,24 \text{ L}} = 0,0064 \text{ M}$$

Una obtenida la concentración analítica para el proceso de iteración, se calculó la concentración de la especie HA^{2-} cuando el pH tiene un valor de 7 mediante la Ecuación AII.29.

$$[\text{H}_3\text{O}^+] = 10^{-7} \text{ M}$$

$$[\text{HA}^{2-}] = \frac{C_a k_{a1} k_{a2} [\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{H}_3\text{O}^+]^3 + k_{a1} [\text{H}_3\text{O}^+]^2 + k_{a1} k_{a2} [\text{H}_3\text{O}^+] + k_{a1} k_{a2} k_{a3}}$$

$$[\text{HA}^{2-}] = \frac{(0,0064)(7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})[10^{-7}]}{[10^{-7}]^3 + (7,24 \times 10^{-4})[10^{-7}]^2 + (7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})[10^{-7}] + (7,24 \times 10^{-4})(1,69 \times 10^{-5})(4,07 \times 10^{-7})}$$

$$[\text{HA}^{2-}] = 1,26 \times 10^{-3} \text{ M}$$

Se calculó el número de moles de la especie con el valor de la concentración analítica de la especie y el volumen total de efluente (volumen del efluente básico, volumen de solución de H_2SO_4 en la primera etapa y volumen de la solución H_2SO_4 de en la segunda etapa) cuando el pH tiene un valor de 7.

$$\text{moles HA}^{2-} = 1,26 \times 10^{-3} \frac{\text{mol}}{\text{L}} * 18\,251,24 \text{ L} = 23,06 \text{ mol}$$

Se utilizó la reacción de neutralización expresada en la Ecuación AV.5 para determinar estequiométricamente, el número de moles de ácido sulfúrico que reaccionaron con la especie A^{3-} para tener el número de moles de la especie HA^{2-} calculado anteriormente.



$$\text{moles H}_2\text{SO}_4 = 23,06 \text{ moles HA}^{2-} * \frac{1}{2} \frac{\text{mol H}_2\text{SO}_4}{1 \text{ mol HA}^{2-}} = 11,53 \text{ moles H}_2\text{SO}_4$$

$$V_{\text{H}_2\text{SO}_4(2)} = 11,53 \text{ moles H}_2\text{SO}_4 * \frac{1 \text{ L sol H}_2\text{SO}_4}{18,36 \text{ mol H}_2\text{SO}_4} = 0,63 \text{ L}$$

Con el nuevo volumen de solución de H_2SO_4 , se siguió el procedimiento anterior para recalcular las concentraciones analítica, de las especies. Se determinó el número de moles de la especie HA^{2-} y de ácido sulfúrico para finalmente determinar el volumen de la solución de H_2SO_4 requerido en la segunda etapa. Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla AVI.1.

Tabla AVI.1. Resultados del proceso iterativo para la obtención del volumen de solución de H_2SO_4 para bajar el valor de pH de la mezcla a 7

	$V_{\text{H}_2\text{SO}_4(2)}$ inicial (L)	$V_{\text{total (7,0)}}$ (L)	$C_a (7,0)$ (M)	$[\text{HA}^{2-}]$ (M)	moles HA^{2-}	moles H_2SO_4	$V_{\text{H}_2\text{SO}_4(2)}$ calculado (L)
Resultados con el valor supuesto	1,00	18 251,24	0,0064	$1,26 \times 10^{-3}$	23,06	11,53	0,63
Resultados de la 1era iteración	0,63	18 250,86	0,0064	$1,26 \times 10^{-3}$	23,06	11,53	0,63

Se calculó el volumen total de la solución de H_2SO_4 .

$$V_{\text{total H}_2\text{SO}_4} = 4,96 \text{ L} + 0,63 \text{ L}$$

$$V_{\text{total H}_2\text{SO}_4} = 5,59 \text{ L}$$

Para la neutralización no se consideró el caso del anión bisulfato (debido al aporte del sulfato ferroso), pues a $\text{pH}=7$, solo se encuentra presente la especie SO_4^{2-} .

Se determinó la cantidad de ácido sulfúrico comercial que se debe agregar al proceso.

$$\text{Masa}_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 5,59 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\ 000 \text{ L}} * \frac{1\ 836,10 \text{ kg sol H}_2\text{SO}_4}{1 \text{ m}^3}$$

$$\text{Masa}_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \mathbf{10,27 \text{ kg}}$$

Se aplicó el balance de masa del proceso representado en la Figura AVI.1 para determinar la cantidad de efluente tratado mediante la Ecuación de balance de masa All.76.

masa entra = masa sale

masa efluente básico + masa sol H_2SO_4 = masa efluente tratado

Masa efluente tratado = (18 245,27 + 10,27) kg

Masa efluente tratado = 18 255,54 kg

ANEXO VII

REQUERIMIENTO DE REACTIVOS Y AGUA PARA EL SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO

Como se mencionó en el ANEXO AI, el balance de masa fue realizado con base en un lote por lo que para conocer el requerimiento de reactivos y agua para los 6 lotes se realizaron los cálculos detallados en este Anexo.

Para calcular las cantidades de ácido cítrico, sulfato ferroso, hidróxido de sodio, solución de peróxido de hidrógeno, solución de ácido sulfúrico se multiplicaron los valores requeridos para un lote por el número de lotes.

En el caso de la cantidad total de hidróxido de sodio requerida para un lote se sumaron los valores obtenidos en ANEXO II y IV.

Masa total NaOH (lote) = Masa NaOH_{etapa complejo} + Masa NaOH_{etapa coagulación}

Masa total NaOH (lote) = 16,51 kg + 11,05 kg + 14,06 kg = 41,62 kg

En la Tabla AVII.1 se muestran las cantidades de los reactivos por lote y por el número total de lotes.

Tabla AVII.1. Cantidad de reactivos por lote y total requeridos en el sistema complementario de tratamiento

Reactivo	Cantidad (kg) 1 lote	Cantidad total (kg) 6 lotes
Ácido cítrico monohidratado	24,60	147,63
Sulfato ferroso heptahidratado	32,57	195,45
Hidróxido de sodio	31,49	188,95
Peróxido de hidrógeno (50 % p/p)	71,71	430,24
Ácido sulfúrico (98 % p/p)	10,26	61,59

Para el caso de la cantidad de agua requerida para formar las soluciones de ácido cítrico y sulfato ferroso se procedió de manera análoga a lo realizado con los reactivos. En el ANEXO I se detalló la cantidad de agua requerida para formar dichas soluciones para 1 lote.

Por otra parte para la cantidad de agua para la formación de solución de NaOH 1 M se realizó el cálculo a partir de la diferencia entre la masa de la solución de NaOH 1 M y la masa de hidróxido de sodio, dichos valores fueron calculados en ANEXO II (etapa formación y acondicionamiento del complejo) y IV (etapa coagulación).

$$\text{Masa agua (1 lote)}_{\text{etapa complejo}} = \text{masa solución NaOH} - \text{masa NaOH}$$

$$\text{Masa agua (1 lote)}_{\text{etapa complejo}} = 168,66 \text{ kg} - 6,49 \text{ kg} = 162,17 \text{ kg}$$

$$\text{Masa agua (1 lote)}_{\text{etapa coagulación}} = \text{masa solución NaOH} - \text{masa NaOH}$$

$$\text{Masa agua (1 lote)}_{\text{etapa coagulación}} = 650,12 \text{ kg} - 25,00 \text{ kg} = 625,12 \text{ kg}$$

$$\text{Masa total agua (1 lote)} = \text{Masa agua}_{\text{etapa complejo}} + \text{Masa agua}_{\text{etapa coagulación}}$$

$$\text{Masa total agua (1 lote)} = 162,17 \text{ kg} + 625,12 \text{ kg} = 787,29 \text{ kg}$$

Se determinó el volumen de agua requerido para la formación de la solución de NaOH considerando la densidad del agua $1\,000 \text{ kg/m}^3$.

$$\text{Volumen agua (1 lote)}_{\text{para solución NaOH}} = 787,29 \text{ kg} * \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ kg}} = 0,787 \text{ m}^3$$

En la Tabla AVII.2 se muestran la cantidad de agua por lote y total requerida para la formación de soluciones.

Tabla AVII.2. Cantidad de agua por lote y total requerida para la formación de soluciones del sistema complementario de tratamiento

Soluciones	Cantidad 1 lote (m³)	Cantidad total 6 lotes (m³)
Ácido cítrico monohidratado	0,042	0,25
Sulfato ferroso heptahidratado	0,123	0,74
Hidróxido de sodio	0,787	4,72
Total		5,71

ANEXO VIII

BALANCE DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE REACCIÓN: PROCESO FENTON MODIFICADO

Para el proceso Fenton Modificado se procedió a evaluar la posibilidad de un incremento de temperatura en el reactor, dicho estudio se realizó a partir de datos bibliográficos.

Según Sánchez (2015), el mecanismo de generación de radicales permite que el proceso Fenton, generalmente se desarrolle a presión atmosférica y temperatura ambiente (p. 9). Sin embargo, es importante aclarar que existen diferencias en la operación de un proceso Fenton Tradicional y un proceso Fenton Modificado, mismas que se evidencian en investigaciones realizadas de ambos procesos.

Trabajos de investigación han determinado que al aplicar un proceso Fenton Tradicional en efluentes con alta carga contaminante (362 000 mg/L de DQO) y al trabajar a valores de pH entre 2,8 y 3,0; y además con una concentración de peróxido de hidrógeno mayor a 5 M, las reacciones Fenton experimentan cambios de temperatura debido al efecto exotérmico ligado a la oxidación de la DQO (Mappa, 2014, p. 5; San Sebastián, Fíguls, Font, y Sánchez, 2003, p. 315).

El incremento en la temperatura de un proceso Fenton Tradicional puede variar dependiendo de las características del efluente y condiciones de trabajo, tal como lo demuestra la investigación de Karatas, Argun y Argun (2012), en la cual se aplicó un proceso de oxidación Fenton Tradicional para la degradación de colorantes en efluentes sintéticos. Se evidenciaron incrementos de temperatura desde 4,0 °C hasta 6,5 °C al trabajar con valores de pH desde 3 hasta 6 y valores de concentración de peróxido de hidrógeno de 5 mM hasta 1mM (p.1060).

Por su parte, el proceso Fenton Modificado, trabaja en un rango de pH más amplio debido al uso de un agente quelante que acompleja al hierro para mantenerlo solubilizado, además se evita la generación de calor y vapores de reacción, lo que lo convierte en una alternativa mucho más operativa (Beretta, Pellegrini, Raffaelli, Raimondi, y Rizzi, 2006, p. 8).

En la Tabla AVIII.1 se muestra una comparación de los valores de DQO y las concentraciones de peróxido de hidrógeno entre el estudio del proceso Fenton Modificado desarrollado en la investigación de referencia y el proceso Fenton Tradicional expuesto en bibliografía mencionada anteriormente. Dicha comparación fue importante para la evaluación del incremento de temperatura en la etapa de reacción.

Tabla AVIII.1. Cuadro comparativo Fenton Tradicional y Fenton Modificado

Parámetro	Proceso Fenton Tradicional (bibliografía)*	Proceso Fenton Modificado (investigación de referencia)**
DQO	362 000,00 mg/L	249,62 mg/L
pH	2,8 -3,0	6,0
Concentración H ₂ O ₂	> 5,00 M	56,33 mM

(Mappa, 2014, p. 5; San Sebastián, Figuls, Font, y Sánchez, 2003, p. 315)*

(Morillo, 2017, p. 8) **

De la Tabla AVIII.1 se debe señalar que el valor promedio de DQO del efluente doméstico según informes de la EPMAPS fue 249,62 mg/L, lo que representa un 0,06 % de la carga contaminante del caso bibliográfico. Asimismo, la concentración de peróxido de hidrógeno establecida en la investigación de referencia fue del orden mili molar, misma que es 1 000 veces más baja que la mencionada en el caso del proceso Fenton Tradicional.

Con base en lo citado anteriormente, se pudo concluir que la reacción del proceso Fenton Modificado no experimentará una variación de temperatura significativa.

ANEXO IX

BALANCE DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE NEUTRALIZACIÓN

Para el proceso de neutralización se realizó la evaluación del incremento de temperatura en el tanque, dicho estudio se contemplaron algunas consideraciones y conceptos. Se realizó el balance de energía en el proceso de neutralización considerando que tienen lugar 2 situaciones: la disolución del ácido sulfúrico y la reacción de neutralización.

El efluente básico procedente del proceso de sedimentación está formado por sustancias producto de la reacción así como de una concentración de iones OH del proceso de coagulación, sin embargo para estimar el calor de neutralización se consideró al efluente básico como una base fuerte que será neutralizada con ácido sulfúrico, pues el calor de neutralización entre dichas sustancias es más representativo que el calor entre una base débil y un ácido fuerte.

El cálculo del incremento de temperatura del efluente a causa del calor de neutralización contempló una trayectoria hipotética del proceso como se puede apreciar en la Figura AIX.1, en la cual se llevan a los reactivos hasta la temperatura de reacción (25 °C), luego se produce la reacción (disolución del ácido sulfúrico y la reacción de neutralización) a dicha temperatura y finalmente se llevan los productos a la temperatura de salida, y cuyo valor fue calculado con un método iterativo (Felder y Rousseau, 1991, p. 472).

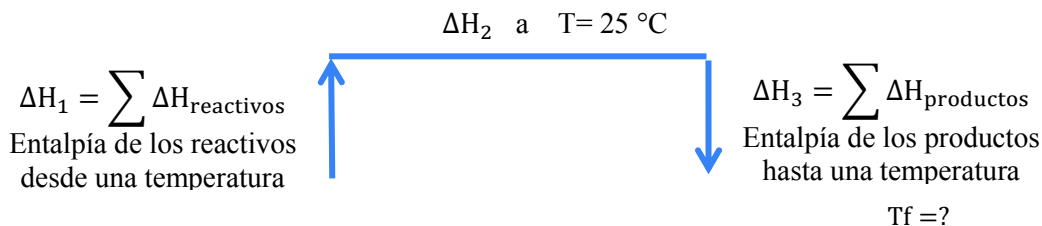


Figura AIX.1 Esquema del proceso de neutralización

Para dicho cálculo se asumió que el proceso se lleva a cabo en condiciones adiabáticas:

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 = 0 \quad [\text{AIX. 1}]$$

Donde:

ΔH_1 : entalpía de los reactivos (cal)

ΔH_2 : calor de dilución y el calor de neutralización (cal)

ΔH_3 : entalpía de los productos (cal)

Se partió de la Ecuación AIX.1, se agruparon los términos y se obtuvo la Ecuación AIX.2.

$$-(\Delta H_1 + \Delta H_2) = \Delta H_3$$

$$-(\Delta H_1 + \Delta H_2) = (m * cp * \Delta T)_{\text{productos}}$$

$$\frac{-(\Delta H_1 + \Delta H_2)}{(m * cp)_{\text{productos}}} = (T_f - T_{rx})_{\text{productos}}$$

$$(T_f)_{\text{productos}} = \frac{-(\Delta H_1 + \Delta H_2)}{(m * cp)_{\text{productos}}} + (T_{rx})_{\text{productos}} \quad [\text{AIX. 2}]$$

Donde:

T_f : temperatura final que alcanza el sistema de neutralización (°C)

T_{rx} : temperatura a la que se lleva a cabo la reacción (25 °C)

$m \times cp$: producto de la masa por la capacidad calorífica de los productos (cal/°C)

- Cálculo del valor de la entalpía de los reactivos

Para el cálculo de la entalpía de los reactivos se consideraron como reactivos al efluente proveniente de la etapa de sedimentación y al ácido sulfúrico, por lo que el valor total de la entalpía ΔH_1 obtenido como la suma de las entalpías de cada reactivo.

$$\Delta H_1 = \Delta H_{\text{efluente}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

La entalpía se calculó mediante la Ecuación AIX.3.

$$\Delta H_i = (m * c_p * \Delta T)_i \quad [\text{AIX. 3}]$$

La capacidad calorífica del efluente se calculó mediante la Ecuación AIX.4 (Perry, 2001, p. 2-181).

$$C_p = C_1 + C_2 * T + C_3 * T^2 + C_4 * T^3 + C_5 * T^4 \quad [\text{AIX. 4}]$$

Donde:

C_p : capacidad calorífica del efluente (J/ kmol K).

C_1, C_2, C_3, C_4, C_5 : valores de las constantes para el cálculo de la capacidad calorífica del agua (Perry, 2001, p. 2-181).

T : temperatura media (K) calculada mediante la Ecuación AIX.5.

$$T = \frac{T_0 + T_f}{2} \quad [\text{AIX. 5}]$$

Donde:

T_0 : temperatura inicial (K)

T_f : temperatura final (K)

Los valores de las constantes para el cálculo de la capacidad calorífica del agua se muestran en la Tabla AIX.1.

Tabla AIX.1. Valores de las constantes de la capacidad calorífica del agua

Constante	Valor
C_1	$2,76370 \times 10^5$
C_2	$-2,0901 \times 10^3$
C_3	$8,125 \times 10^0$
C_4	$-1,4116 \times 10^{-2}$
C_5	$9,3701 \times 10^{-6}$

(Perry, 2001, p. 2-181)

La temperatura a la que se encuentran los reactivos corresponde a la temperatura ambiental y se consideró una temperatura ambiental promedio de 18 °C (NASA, 2017).

Para el cálculo de la temperatura media se reemplazaron los valores en la Ecuación AIX.5.

$$T = \frac{18 \text{ °C} + 25 \text{ °C}}{2}$$

$$T = 21,50 \text{ °C}$$

$$T = 21,50 \text{ °C} + 273,15 \text{ K} = 294,65 \text{ K}$$

Se reemplazaron los valores en la Ecuación AIX.4 para el cálculo de la capacidad calorífica y para el cálculo de la entalpía se usó la Ecuación AIX.3.

$$C_p = (2,76370 \times 10^5) + (-2,0901 \times 10^3) * (294,65) + (8,125) * (294,65^2) \\ + (-1,4116 \times 10^{-2}) * (294,65^3) + (9,3701 \times 10^{-6}) * (294,65^4)$$

$$C_p = 75\,447,31 \frac{\text{J}}{\text{kmol K}}$$

$$C_p = 75\,447,31 \frac{\text{J}}{\text{kmol K}} * (2,3904 \times 10^{-4})$$

$$C_p = 18,03 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^\circ\text{C}}$$

$$\Delta H_{\text{efluente}} = (m * c_p * \Delta T)_{\text{efluente}}$$

$$\Delta H_{\text{efluente}} = (18\,245,27 \text{ kg}) * \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ mol}}{18 \text{ g}} * 18,03 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^\circ\text{C}} * (25 - 18) ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{efluente}} = 127,94 \times 10^6 \text{ cal}$$

Para el caso de la entalpía del ácido sulfúrico, se usó la Ecuación AIX.3 y la capacidad calorífica se calculó mediante la Ecuación AIX.6 (Himmelblau, 2002, p. 47).

$$C_p = a + b * T + c * T^2 + d * T^3 \quad [\text{AIX. 6}]$$

Donde:

C_p : capacidad calorífica del ácido sulfúrico (J/ gmol $^\circ\text{C}$)

a, b, c, d: valores de las constantes para el cálculo de la capacidad calorífica del ácido sulfúrico y se muestran en la Tabla AIX.2

T: es la temperatura media ($^\circ\text{C}$)

Tabla AIX.2. Valores de las constantes de la capacidad calorífica del ácido sulfúrico

Constante	Valor
a	139,1
b	$15,59 \times 10^{-2}$
c	-
d	-

(Himmelblau, 2002, p. 47)

Se reemplazaron los valores en las Ecuaciones AIX.5, AIX.6 y AIX.3.

$$T = \frac{18\text{ °C} + 25\text{ °C}}{2}$$

$$T = 21,50\text{ °C}$$

$$C_p = (139,1) + (15,59 \times 10^{-2}) * (21,50)$$

$$C_p = 142,45 \frac{\text{J}}{\text{mol °C}}$$

$$C_p = 142,45 \frac{\text{J}}{\text{mol °C}} * \frac{1\text{ cal}}{4,18\text{ J}}$$

$$C_p = 34,05 \frac{\text{cal}}{\text{mol °C}}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = (m * c_p * \Delta T)_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = (10,26\text{ kg}) * \frac{1\ 000\text{ g}}{1\text{ kg}} * \frac{1\text{ mol}}{98\text{ g}} * 34,05 \frac{\text{cal}}{\text{mol °C}} * (25 - 18)\text{ °C}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 24,96 \times 10^3\text{ cal}$$

$$\Delta H_1 = \Delta H_{\text{efluente}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{SO}_4}$$

$$\Delta H_1 = 127,94 \times 10^6\text{ cal} + 24,96 \times 10^3\text{ cal}$$

$$\Delta H_1 = 127,96 \times 10^6\text{ cal}$$

Se determinaron los calores de disolución y neutralización, el procedimiento se detalla a continuación.

- Calor de disolución

En el ANEXO VI se calculó la cantidad de ácido sulfúrico (10,26 kg) necesaria para ser agregada a 18 245,27 kg de efluente básico, es evidente que la cantidad de ácido es pequeña en comparación a cantidad de efluente, como se representa en la Ecuación AIX.7. Por esta razón, se consideró al calor de disolución como un calor de disolución infinita (Maron y Prutton, 1993, p. 153).



El valor del calor de disolución infinita para 1 mol de ácido sulfúrico en agua a 25 °C (298 K) es -22 990 cal (Maron y Prutton, 1993, p. 153).

$$\text{moles H}_2\text{SO}_4 = 10,26 \text{ kg sol} * \frac{98 \text{ kg H}_2\text{SO}_4}{100 \text{ kg sol}} * \frac{1\ 000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4}{98 \text{ g H}_2\text{SO}_4} = 102,6 \text{ moles}$$

$$(\Delta\text{H}_{298}^0)_{\text{disolución}} = -22\ 990 \frac{\text{cal}}{\text{mol H}_2\text{SO}_4} * 102,6 \text{ moles H}_2\text{SO}_4$$

$$(\Delta\text{H}_{298}^0)_{\text{disolución}} = -2,35 \times 10^6 \text{ cal}$$

- Calor de neutralización

Las reacciones que se llevan a cabo en el proceso de neutralización entre una base fuerte y un ácido fuerte, se muestran en las Ecuaciones AIX.8 y AIX.9.



Se puede observar que la neutralización entre electrolitos fuertes equivale al calor de formación del agua desde sus iones y cuyo valor es de -13 360 cal por mol agua formada a 25 °C (Maron y Prutton, 1993, pp. 156-157).

$$(\Delta H_{298}^0)_{\text{agua}} = -13\,360 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$\text{moles H}_2\text{O}_{\text{formada}} = 102,6 \text{ moles H}_2\text{SO}_4 * \frac{2 \text{ moles H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4} = 205,2 \text{ moles H}_2\text{O}$$

$$(\Delta H_{298}^0)_{\text{neutralización}} = -13\,360 \frac{\text{cal}}{\text{mol H}_2\text{O}} * 205,2 \text{ moles H}_2\text{O}$$

$$(\Delta H_{298}^0)_{\text{neutralización}} = -2,74 \times 10^6 \text{ cal}$$

El valor de la entalpía ΔH_2 se consideró como la suma del calor de disolución y calor de neutralización.

$$\Delta H_2 = (\Delta H_{298}^0)_{\text{disolución}} + (\Delta H_{298}^0)_{\text{neutralización}}$$

$$\Delta H_2 = -2,35 \times 10^6 \text{ cal} - 2,74 \times 10^6 \text{ cal}$$

$$\Delta H_2 = -5,10 \times 10^6 \text{ cal}$$

Finalmente, el cálculo de la temperatura final del efluente para descarga, se realizó mediante un proceso iterativo, en el cual se asumió una temperatura final y se recalcularon las entalpías del efluente para descarga, del sulfato de sodio y del agua, estos dos últimos productos de la reacción y que se encuentran presentes en el efluente.

Inicialmente, para el cálculo de la temperatura media de todos los productos se asumió una temperatura final de 21°C, se reemplazaron los valores en la Ecuación AIX.5.

$$T = \frac{25^\circ\text{C} + 21^\circ\text{C}}{2}$$

$$T = 23^\circ\text{C}$$

$$T = 23\text{ }^{\circ}\text{C} + 273,15\text{ K} = 296,15\text{ K}$$

Para facilitar el proceso iterativo, se calculó el producto de la masa por la capacidad calorífica del efluente, esta última calculada con la Ecuación AIX.4.

$$C_p = (2,76370 \times 10^5) + (-2,0901 \times 10^3) * (296,15) + (8,125) * (296,15^2) \\ + (-1,4116 \times 10^{-2}) * (296,15^3) + (9,3701 \times 10^{-6}) * (296,15^4)$$

$$C_p = 75\,418,72 \frac{\text{J}}{\text{kmol K}}$$

$$C_p = 75\,418,72 \frac{\text{J}}{\text{kmol K}} * (2,3904 \times 10^{-4})$$

$$C_p = 18,025 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^{\circ}\text{C}}$$

Como se mencionó anteriormente, se consideró que el efluente para descarga contiene los productos formados en la reacción representados en la Ecuación AIX.8, por lo que la masa del efluente para descarga contemplada en este cálculo fue la masa total del efluente de descarga menos la masa de los productos.

$$\text{masa H}_2\text{O}_{\text{ formada}} = 205,2 \text{ moles H}_2\text{O} * \frac{18 \text{ g}}{1 \text{ mol H}_2\text{O}} * \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 3,69 \text{ kg}$$

$$\text{masa Na}_2\text{SO}_4 = 205,2 \text{ moles H}_2\text{O} * \frac{1 \text{ mol Na}_2\text{SO}_4}{2 \text{ mol H}_2\text{O}} * \frac{119 \text{ g}}{1 \text{ mol Na}_2\text{SO}_4} * \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} \\ = 12,21 \text{ kg}$$

$$m_{\text{ efluente}} = \text{masa}_{\text{ efluente para descarga}} - (\text{masa}_{\text{ H}_2\text{O formada}} + \text{masa}_{\text{ Na}_2\text{SO}_4})$$

$$m = 18\,255,54 - (3,69 + 12,21) \text{ kg} = 18\,239,63 \text{ kg}$$

$$(m \times cp)_{\text{efluente}} = (18\,239,63 \text{ kg}) * \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ mol}}{18 \text{ g}} * 18,025 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^\circ\text{C}}$$

$$(m \times cp)_{\text{efluente}} = 18,26 \times 10^6 \frac{\text{cal}}{^\circ\text{C}}$$

El cálculo del producto de la masa por la capacidad calorífica del sulfato de sodio formado, se realizó de manera análoga al caso anterior.

La capacidad calorífica del sulfato de sodio formado es 32,8 cal/mol °C (Perry, 2001, pp. 2-175).

$$(m \times cp)_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = (12,21 \text{ kg}) * \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ mol}}{119 \text{ g}} * 32,8 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^\circ\text{C}}$$

$$(m \times cp)_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 3366,86 \frac{\text{cal}}{^\circ\text{C}}$$

El cálculo del producto de la masa por la capacidad calorífica del agua formada, se realizó de manera análoga al caso anterior.

Se calculó la capacidad calorífica del agua formada mediante la Ecuación AIX.4.

$$C_p = (2,76370 \times 10^5) + (-2,0901 \times 10^3) * (296,15) + (8,125) * (296,15^2) \\ + (-1,4116 \times 10^{-2}) * (296,15^3) + (9,3701 \times 10^{-6}) * (296,15^4)$$

$$C_p = 75\,418,72 \frac{\text{J}}{\text{kmol K}}$$

$$C_p = 75\,418,72 \frac{\text{J}}{\text{kmol K}} * (2,3904 \times 10^{-4})$$

$$C_p = 18,025 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^\circ\text{C}}$$

$$(m \times cp)_{H_2O} = (3,69 \text{ kg}) * \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ mol}}{18 \text{ g}} * 18,025 \frac{\text{cal}}{\text{mol } ^\circ\text{C}}$$

$$(m \times cp)_{H_2O} = 3700,48 \frac{\text{cal}}{^\circ\text{C}}$$

Se obtuvo el producto de la masa por la capacidad calorífica de los productos.

$$(m \times cp)_{\text{productos}} = (m \times cp)_{\text{efluente}} + (m \times cp)_{Na_2SO_4} + (m \times cp)_{H_2O}$$

$$(m \times cp)_{\text{productos}} = 18,26 \times 10^6 \frac{\text{cal}}{^\circ\text{C}} + 3366,86 \frac{\text{cal}}{^\circ\text{C}} + 3700,48 \frac{\text{cal}}{^\circ\text{C}}$$

$$(m \times cp)_{\text{productos}} = 18,27 \times 10^6 \frac{\text{cal}}{^\circ\text{C}}$$

Para el cálculo del primer valor de temperatura final, se reemplazaron los valores obtenidos en la Ecuación AIX.2.

$$(T_{f1})_{\text{productos}} = \frac{-(127,96 \times 10^6 + (-5,10 \times 10^6))\text{cal}}{18,27 \times 10^6 \frac{\text{cal}}{^\circ\text{C}}} + 25 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(T_{f1})_{\text{productos}} = 18,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Con este valor de temperatura se recalculó la temperatura media con la Ecuación AIX.5.

$$T = \frac{25 \text{ } ^\circ\text{C} + 18,3 \text{ } ^\circ\text{C}}{2}$$

$$T = 21,65 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T = 21,65 \text{ } ^\circ\text{C} + 273,15 = 294,8 \text{ K}$$

Se recalcularon los valores del producto de la masa por capacidad calorífica de los productos siguiendo en proceso anterior. Los resultados de las iteraciones se muestran en la Tabla AIX.3.

Tabla AIX.3. Resultados de las iteraciones para el cálculo de la temperatura final del sistema

Temperatura asumida (°C)	Temperatura media (°C)	$(m \times cp)_{\text{productos}}$ ($\frac{\text{cal}}{^{\circ}\text{C}}$)	Temperatura calculada T_f (°C)
21,00	23,00	$18,27 \times 10^6$	18,30
18,30	21,65	$18,27 \times 10^6$	18,30

Como se puede observar en la Tabla AIX.3, los valores de las temperaturas calculadas no difieren entre sí, por lo que la temperatura calculada de 18,3 °C es la temperatura del efluente para descarga.

Finalmente se evaluó la variación de la temperatura final del efluente de descarga con la temperatura ambiental del sector.

$$\Delta T = T_{\text{final}} - T_{\text{ambiental}}$$

$$\Delta T = (18,3 - 18,0)^{\circ}\text{C} = 0,3$$

Se obtuvo una variación temperatura de 0,3 °C lo que garantiza el cumplimiento de la normativa vigente, en la cual la temperatura de un efluente para descarga a un cuerpo de agua dulce debe estar ± 3 °C de la condición natural (Ministerio de Ambiente, 2015, p.22).

ANEXO X

DISEÑO DEL TANQUE DE FORMACIÓN ACONDICIONAMIENTO DEL COMPLEJO

El volumen de operación del tanque se obtuvo mediante la Ecuación 3.1 expresada en la sección de criterios de diseño. Es importante recordar que se considera el volumen de operación de 1 lote.

$$V_{op} = \frac{m}{\rho}$$

$$V_{op} = \frac{390,33 \text{ kg}}{1194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,327 \text{ m}^3$$

Para determinar el volumen nominal del tanque se consideró un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{nominal} = V_{op} * 1,2$$

$$V_{nominal} = 0,327 \text{ m}^3 * 1,2$$

$$V_{nominal} = 0,392 \text{ m}^3$$

El volumen nominal corresponde al volumen de la parte cilíndrica más el volumen de la tapa de fondo toriesférico, como se mencionó en el Capítulo 3.

Se calculó el volumen libre del tanque a partir de la Ecuación 3.10.

$$V_1 = 0,15 * (0,392 \text{ m}^3) = 0,06 \text{ m}^3$$

A partir de la Ecuación 3.8 se despejó el término L_v y se obtuvo la Ecuación AX.1

$$L_v = \frac{V_1 * 4}{\pi * D^2} \quad [\text{AX. 1}]$$

El volumen ocupado por el líquido en la parte cilíndrica fue calculado con la Ecuación 3.9, y se dejó expresada en función del diámetro y de su respectiva la altura.

$$V_2 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_L$$

Para el cálculo del volumen de la tapa se utilizó la Ecuación 3.11 expresada en galones, pero para el efecto de cálculo se realizó la conversión de las unidades a (m^3) para obtener unidades consistentes, y se obtuvo la Ecuación AX.2.

$$V_3 = 0,416 * D^3 \text{ gal} * \frac{3,7854 \times 10^{-3} \text{ m}^3}{1 \text{ gal}}$$

$$V_3 = 1,57 \times 10^{-3} * D^3 \quad [\text{AX. 2}]$$

Se utiliza la Ecuación 3.12 para el cálculo de la altura de la tapa.

$$L_f = 0,193 * D$$

Para la altura total se consideraron las alturas de las secciones, y con este valor se empleó la relación $L/D=2$.

$$L = L_L + L_v + L_f$$

$$\frac{L}{D} = 2$$

$$L = 2 * D$$

$$L_L + L_v + L_f = 2 * D$$

$$L_L + L_v + (0,193 * D) = 2 * D$$

De la expresión anterior se despejó el valor de L_L y se obtuvo la expresión AX.3.

$$L_L = 2 * D - (0,193 * D) - L_v$$

$$L_L = 1,807 * D - L_v \quad \text{[AX. 3]}$$

Se reemplazaron los valores de los volúmenes de cada sección y la Ecuación AX.3 en la Ecuación 3.7 para calcular el valor del diámetro del tanque.

$$V_{\text{nominal}} = V_1 + V_2 + V_3$$

$$V_{\text{nominal}} = \left(\pi * \frac{D^2}{4} * L_v + \pi * \frac{D^2}{4} * (1,958 * D - L_v) + 1,57 \times 10^{-3} * D^3 \right) \text{m}^3$$

$$0,392 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_v + \pi * \frac{D^2}{4} * (1,958 * D) - \pi * \frac{D^2}{4} * L_v + 1,57 \times 10^{-3} * D^3$$

$$0,392 = \pi * \frac{D^2}{4} * (1,807 * D) + 1,57 \times 10^{-3} * D^3$$

$$0,392 = \left(\pi * \frac{(1,807)}{4} + 1,57 \times 10^{-3} \right) * D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0,392}{\left(\pi * \frac{(1,807)}{4} + 1,57 \times 10^{-3} \right)}}$$

$$D = 0,651 \text{ m}$$

Se calcularon los valores de las alturas de cada parte del tanque.

$$L = 2 * (0,651 \text{ m}) = 1,302 \text{ m}$$

$$L_f = 0,193 * (0,651 \text{ m}) = 0,126 \text{ m}$$

$$L_v = \frac{0,06 * 4}{\pi * 0,651^2} = 0,18 \text{ m}$$

$$L_L = 1,807 * D - L_v = 1,807 * 0,651 - 0,18 \text{ m} = 1,00 \text{ m}$$

Se calculó la altura del líquido en el tanque.

$$L_L + L_f = 1,00 \text{ m} + 0,126 \text{ m} = 1,13 \text{ m}$$

Se calculó la presión interna del tanque calculada como presión hidrostática expresada en la Ecuación 3.6 y seguidamente se determinó el valor del espesor del tanque y de la tapa con las Ecuaciones 3.14 y 3.15 respectivamente.

$$P_{\text{hidrostática}} = \rho * g * h$$

$$P_{\text{hidrostática}} = 1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 1,13 \text{ m} * \frac{1 \text{ psi}}{6894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}$$

$$P_{\text{hidrostática}} = 1,91 \text{ psi}$$

Se consideró al plástico reforzado con fibra de vidrio como el material del tanque de formación y acondicionamiento del complejo, su esfuerzo máximo permisible es 250 N/mm² (Sinnott, 2005, p. 302). Para el cálculo del espesor de pared del tanque se utilizó la Ecuación 3.14.

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P}$$

$$t = \frac{1,91 \text{ psi} * \frac{0,651 \text{ m}}{2} * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}}{250 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * \frac{1 \text{ 000}^2 \text{ mm}^2}{1 \text{ m}^2} * \frac{1 \text{ psi}}{6 \text{ 894,76} \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} * 0,73 - 0,6 * 1,91 \text{ psi}}$$

$$t = 9,3 \times 10^{-4} \text{ pulg}$$

$$t = 9,3 \times 10^{-4} \text{ pulg} * \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ pulg}} = 0,023 \text{ mm}$$

Para el espesor de la tapa se utilizó la Ecuación 3.15.

$$t_{\text{tapa}} = \frac{0,885 * P * L}{S * E - 0,1 * P}$$

$$t_{\text{tapa}} = \frac{0,885 * 1,91 \text{ psi} * 0,651 \text{ m} * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}}{250 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * \frac{1 \text{ 000}^2 \text{ mm}^2}{1 \text{ m}^2} * \frac{1 \text{ psi}}{6 \text{ 894,76} \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} * 0,73 - 0,1 * 1,91 \text{ psi}}$$

$$t_{\text{tapa}} = 1,64 \times 10^{-3} \text{ pulg}$$

$$t_{\text{tapa}} = 1,64 \times 10^{-3} \text{ pulg} * \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ pulg}} = 0,041 \text{ mm}$$

Los valores de espesor obtenidos tanto para el recipiente como para el fondo son pequeños por lo que se consideró un espesor mínimo de 5 mm (valor que incluye un espesor mínimo por corrosión) como se establece en la Tabla 3.1 detallada en el Capítulo 3.

El cálculo de la temperatura y presión de diseño se calcularon a partir de las Ecuaciones 3.3, 3.4 y 3.5.

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{op}} + 50$$

La temperatura de operación corresponde a la temperatura ambiental promedio de 18 °C (64,4 °F), a partir de ésta, se calculó la temperatura de diseño.

$$T_{\text{diseño}} = (64,4 + 50,0)^{\circ}\text{F} = 114,4^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 45,7^{\circ}\text{C}$$

Por su parte, la presión de diseño se calculó a partir de la presión de operación, ésta calculada con la presión hidrostática y la presión ambiental de 0,82 atm (12,08 psi).

$$P_{\text{op}} = P_{\text{hidrostática}} + P_{\text{atm}}$$

$$P_{\text{op}} = 1,91 \text{ psi} + 12,08 \text{ psi} = 14,0 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 * 14,0 \text{ psi} = 15,4 \text{ psi}$$

En la Tabla AX.1 se detallan las especificaciones del tanque de formación y acondicionamiento del complejo.

Tabla AX.1. Especificación del tanque de formación y acondicionamiento del complejo

Parámetro	Valor
Volumen de operación (m ³)	0,327
Volumen nominal (m ³)	0,392
Diámetro (m)	0,651
Altura (m)	1,302
Espesor (mm)	5,0
Altura del líquido (m)	1,13
Temperatura de operación (°C)	18,00
Temperatura de diseño (°C)	45,70
Presión de operación (psi)	14,00
Presión de diseño (psi)	15,40

ANEXO XI

DISEÑO DEL TANQUE DE REACCIÓN Y COAGULACIÓN

El tanque de reacción y coagulación cumple con 2 funciones: llevar a cabo la reacción Fenton modificado y seguidamente efectuar la coagulación del efluente, por lo que para obtener el volumen de operación se consideró el volumen que ocupa el líquido en ambos procesos, calculados previamente en los ANEXO II y IV.

$$V_{op} = V_{\text{efluente procedente de rx}} + V_{\text{sol. NaOH}}$$

$$V_{op} = 19,09 \text{ m}^3 + 0,63 \text{ m}^3 = 19,72 \text{ m}^3$$

Para determinar el volumen nominal del tanque se consideró un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{\text{nominal}} = V_{op} * 1,2$$

$$V_{\text{nominal}} = 19,72 \text{ m}^3 * 1,2$$

$$V_{\text{nominal}} = 23,67 \text{ m}^3$$

De manera análoga al procedimiento realizado para dimensionamiento del tanque de formación y acondicionamiento del complejo, se expresaron los volúmenes en función del diámetro del tanque para determinar las dimensiones del reactor. Se realizaron los cálculos con base en las Ecuaciones 3.9, 3.10, AX.1 y AX.2.

$$V_1 = 0,10 * (23,67 \text{ m}^3) = 2,367 \text{ m}^3$$

$$2,367 \text{ m}^3 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_v$$

$$V_2 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_L$$

$$V_3 = 1,57 \times 10^{-3} * D^3$$

Para la altura total se consideraron las alturas de las secciones, y con este valor se empleó la relación $L/D=1,2$ y la Ecuación 3.12 para la expresión de L_f .

$$L = L_L + L_v + L_f$$

$$L_f = 0,193 * D$$

$$\frac{L}{D} = 1,2$$

$$L = 1,2 * D$$

$$L_L + L_v + L_f = 1,2 * D$$

$$L_L + L_v + (0,193 * D) = 1,2 * D$$

De la expresión anterior se despejó el valor de L_L y se obtuvo la expresión AXI.1.

$$L_L = 1,2 * D - (0,193 * D) - L_v$$

$$L_L = 1,007 * D - L_v \quad \text{[AXI. 1]}$$

Se reemplazaron los valores de los volúmenes de cada sección y la Ecuación AXI.1 en la Ecuación 3.7.

$$V_{\text{nominal}} = V_1 + V_2 + V_3$$

$$V_{\text{nominal}} = \left(\pi * \frac{D^2}{4} * L_v + \pi * \frac{D^2}{4} * (1,007 * D - L_v) + 1,57 \times 10^{-3} * D^3 \right) \text{m}^3$$

$$23,67 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_v + \pi * \frac{D^2}{4} * (1,007 * D) - \pi * \frac{D^2}{4} * L_v + 1,57 \times 10^{-3} * D^3$$

$$23,67 = \pi * \frac{D^2}{4} * (1,007 * D) + 1,57 \times 10^{-3} * D^3$$

$$23,67 = \left(\pi * \frac{(1,007)}{4} + 1,57 \times 10^{-3} \right) * D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{23,67}{\left(\pi * \frac{(1,007)}{4} + 1,57 \times 10^{-3} \right)}}$$

$$D = 3,10 \text{ m}$$

Se calcularon los valores de las alturas de cada parte del tanque.

$$L = 1,2 * (3,10 \text{ m}) = 3,72 \text{ m}$$

$$L_f = 0,193 * (3,10 \text{ m}) = 0,599 \text{ m}$$

$$L_v = \frac{2,367 * 4}{\pi * 3,10^2} = 0,313 \text{ m}$$

$$L_L = 1,007 * D - L_v = 1,007 * 3,10 - 0,313 \text{ m} = 2,81 \text{ m}$$

Se calculó la altura del líquido en el tanque.

$$L_L + L_f = 2,81 \text{ m} + 0,599 \text{ m} = 3,41 \text{ m}$$

Se calculó la presión interna del tanque calculada como presión hidrostática expresada en la Ecuación 3.6 y seguidamente se determinó el valor del espesor del tanque y de la tapa con las Ecuaciones 3.14 y 3.15 respectivamente.

$$P_{\text{hidrostática}} = \rho * g * h$$

$$P_{\text{hidrostática}} = 1\,004,41 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 3,41 \text{ m} * \frac{1 \text{ psi}}{6\,894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}$$

$$P_{\text{hidrostática}} = 4,87 \text{ psi}$$

Se consideró al plástico reforzado con fibra de vidrio como el material del tanque de reacción y coagulación, su esfuerzo máximo permisible es 250 N/mm² (Sinnott, 2005, p. 302). Para el cálculo del espesor de pared del tanque se utilizó la Ecuación 3.14.

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P}$$

$$t = \frac{4,87 \text{ psi} * \frac{3,10 \text{ m}}{2} * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}}{250 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * \frac{1\,000^2 \text{ mm}^2}{\text{m}^2} * \frac{1 \text{ psi}}{6\,894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} * 0,73 - 0,6 * 4,87 \text{ psi}}$$

$$t = 11,2 \times 10^{-3} \text{ pulg}$$

$$t = 11,2 \times 10^{-3} \text{ pulg} * \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ pulg}} = 0,285 \text{ mm}$$

Para el espesor de la tapa se utilizó la Ecuación 3.15.

$$t_{\text{tapa}} = \frac{0,885 * P * L}{S * E - 0,1 * P}$$

$$t_{\text{tapa}} = \frac{0,885 * 4,87 \text{ psi} * 3,10 \text{ m} * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}}{250 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * \frac{1 \text{ 000}^2 \text{ mm}^2}{\text{m}^2} * \frac{1 \text{ psi}}{6 \text{ 894,76} \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} * 0,73 - 0,1 * 4,87 \text{ psi}}$$

$$t_{\text{tapa}} = 0,020 \text{ pulg}$$

$$t_{\text{tapa}} = 0,020 \text{ pulg} * \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ pulg}} = 0,508 \text{ mm}$$

Los valores de espesor obtenidos tanto para el recipiente como para el fondo son pequeños por lo que se consideró un espesor mínimo de 10 mm (valor que incluye un espesor mínimo por corrosión) como se establece en la Tabla 3.1 detallada en el Capítulo 3.

El cálculo de la temperatura y presión de diseño se calcularon a partir de las Ecuaciones 3.3, 3.4 y 3.5.

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{op}} + 50$$

La temperatura de operación corresponde a la temperatura ambiental promedio de 18 °C (64,4 °F), a partir de esta se calculó la temperatura de diseño.

$$T_{\text{diseño}} = (64,4 + 50)^\circ\text{F} = 114,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 45,7 \text{ }^\circ\text{C}$$

Por su parte, la presión de diseño se calculó a partir de la presión de operación, calculada con la presión hidrostática y la presión ambiental de 0,82 atm (12,08 psi).

$$P_{\text{op}} = P_{\text{hidrostática}} + P_{\text{atm}}$$

$$P_{\text{op}} = 4,87 \text{ psi} + 12,08 \text{ psi} = 17,0 \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = 1,1 * 17 \text{ psi} = 18,7 \text{ psi}$$

En la Tabla AXI.1 se detallan las especificaciones de los dos tanques de reacción y coagulación, pues ambos fueron diseñados bajo las mismas consideraciones.

Tabla AXI.1. Especificación del tanque de reacción y coagulación

Parámetro	Valor
Volumen de operación (m ³)	19,72
Volumen nominal (m ³)	23,67
Diámetro (m)	3,10
Altura (m)	3,72
Espesor (mm)	10,0
Altura del líquido (m)	3,41
Temperatura de operación (°C)	18,00
Temperatura de diseño (°C)	45,70
Presión de operación (psi)	17,00
Presión de diseño (psi)	18,70

ANEXO XII

DISEÑO DEL SEDIMENTADOR

Para el dimensionamiento del sedimentador se consideraron los criterios establecidos en el Capítulo 3.

Se calculó el caudal de operación para el sedimentador, mismo que fue obtenido a partir de la Ecuación 3.8.

$$Q = v * A$$

La velocidad de descarga se seleccionó dentro de los valores de velocidades permisibles 0,06 a 0,24 m/s cuando se tiene un flujo por gravedad (McCabe, Smith y Harriott, 2007, p. 209). Se tomó el valor de 0,15 m/s debido a que cumplió con los criterios de diseño descritos en el Capítulo 3. Por su parte el diámetro de la tubería de descarga que viene desde el tanque de reacción fue de 10 pulg.

$$Q = 0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}} * \frac{\pi * 10^2 \text{ pulg}^2}{4} * \frac{(2,54 \times 10^{-2})^2 \text{ m}^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$Q = 7,6 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Para el cálculo de la carga superficial, se tomó un valor promedio de la carga superficial típica de una suspensión de “flocs” de hierro, entre 28 a 33 m³/m² día (Romero, 2002, p. 647).

$$V_s = \left(\frac{28 + 33}{2} \right) \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ día}} = 30,5 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ día}}$$

$$V_s = 30,5 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ día}} * \frac{\text{día}}{24 \text{ h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 3,53 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se reemplazaron los valores y se obtuvo el área superficial de la zona de sedimentación.

$$A_s = \frac{Q}{V_s}$$

$$A_s = \frac{7,6 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{3,53 \times 10^{-4} \frac{\text{m}}{\text{s}}}$$

$$A_s = 21,53 \text{ m}^2$$

En la Figura AXII.1 se muestra una representación de la vista lateral del sedimentador con sus dimensiones.

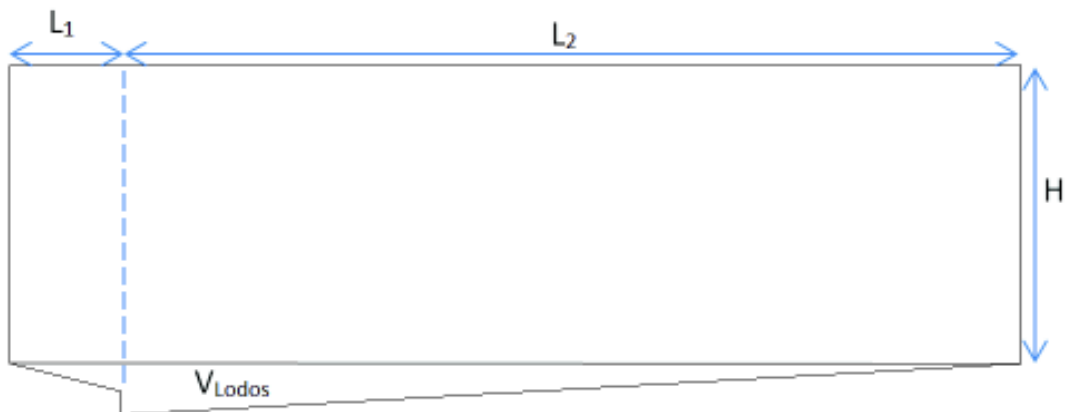


Figura AXII.1. Representación del sedimentador con sus dimensiones (Vista lateral)

Se asumió el valor del ancho del sedimentador de 2,5 m puesto que este valor cumple con las relaciones establecidas en los criterios de diseño, y se calculó la longitud de la zona de sedimentación con la Ecuación 3.19.

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

$$L_2 = \frac{21,53 \text{ m}^2}{2,5 \text{ m}} = 8,61 \text{ m}$$

Se consideró como 0,7 m al valor de L_1 puesto que este valor cumple con las relaciones establecidas en los criterios de diseño.

La longitud de la total del sedimentador se calculó con la Ecuación 3.20.

$$L = L_1 + L_2$$

$$L = 0,7 \text{ m} + 8,61 \text{ m} = 9,31 \text{ m}$$

Se verificó el cumplimiento de la relación L/B , y cuyo valor cumple con los criterios establecidos en la Tabla 3.2 mostrada en el Capítulo 3.

$$\frac{L}{B} = \frac{9,31 \text{ m}}{2,5 \text{ m}} = 3,7$$

Se asumió un valor de profundidad y se verificó el cumplimiento de la relación L/H dentro del rango de valores establecidos en la Tabla 3.2.

$$H = 1,5 \text{ m}$$

$$\frac{L}{H} = \frac{9,31 \text{ m}}{1,5 \text{ m}} = 6,2$$

Se determinó el tiempo de sedimentación mediante la Ecuación 3.21, en donde se añadió el factor de seguridad del 20 %.

$$t_s = \frac{21,53 \text{ m}^2 * 1,2 * 1,5 \text{ m}}{3600 * 7,6 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}$$

$$t_s = 1,42 \text{ h}$$

El tiempo de sedimentación calculado fue de 1,42 h, sin embargo se consideró un tiempo mínimo de 2 h como se estableció en los criterios de diseño.

El volumen de los sólidos calculado en el ANEXO V, mediante la Ecuación AV.2, fue $1,56 \text{ m}^3$ en cada lote, por lo que para determinar la pendiente del fondo del sedimentador se consideró dicho volumen.

El valor de la pendiente del fondo del sedimentador seleccionado fue 10 %, por lo que se calculó la altura máxima del sedimentador mediante la Ecuación AXII.1 y con esos valores se obtuvo el volumen del fondo del sedimentador.

$$H_{\text{máx}} = 1,1 * H \quad [\text{AXII. 1}]$$

$$H_{\text{máx}} = 1,1 * 1,5 \text{ m} = 1,65 \text{ m}$$

En la Figura AXII.2 se muestra una representación del fondo del sedimentador, donde se tomó como referencia el área de un triángulo y el ancho del sedimentador para obtener el volumen del fondo del sedimentador. El valor obtenido fue comparado con el volumen de los lodos generados por lote, y se comprobó que dicho espacio es suficiente para albergarlos y posteriormente descargarlos.

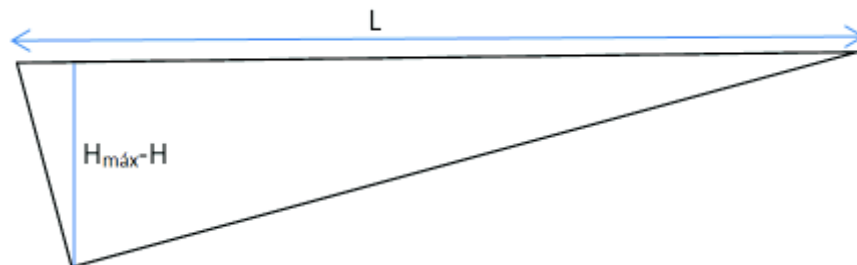


Figura AXII.2. Representación del fondo del sedimentador con sus dimensiones (Vista lateral)

Para determinar el volumen del fondo del sedimentador en el cual se depositan los lodos, se calculó el valor de la altura que tiene el fondo del sedimentador

$$H_{\text{máx}} - H.$$

$$H_{\text{máx}} - H = 1,65 \text{ m} - 1,5 \text{ m} = 0,15 \text{ m}$$

Se calculó el área del fondo del sedimentador como el área de un triángulo, mediante las Ecuaciones AXII.2 y AXII.3 y posteriormente el volumen del fondo del sedimentador mediante la Ecuación AXII.4.

$$\text{Área} = \frac{\text{base} * \text{altura}}{2} \quad [\text{AXII. 2}]$$

$$\text{Área} = \frac{L * (H_{\text{máx}} - H)}{2} \quad [\text{AXII. 3}]$$

$$\text{Área} = \frac{9,31 \text{ m} * (0,15 \text{ m})}{2} = 0,698 \text{ m}^2$$

$$\text{Volumen fondo sedimentador} = \text{Área} * B \quad [\text{AXII. 4}]$$

$$\text{Volumen fondo sedimentador} = 0,698 \text{ m}^2 * 2,5 \text{ m} = 1,74 \text{ m}^3$$

El volumen de lodos ($1,56 \text{ m}^3$) es menor al volumen del fondo del sedimentador ($1,74 \text{ m}^3$) con lo que se comprobó que el valor de pendiente seleccionado fue el adecuado.

Para el diseño de la pantalla difusora se determinaron: el área total de orificios, número de orificios, altura de la pantalla difusora, espaciamiento entre filas y columnas donde se utilizaron las Ecuaciones 3.22, 3.23, 3.24, 3,25 y 3,26, respectivamente.

Se tomó $0,10 \text{ m/s}$ como valor de la velocidad en los orificios de la pantalla difusora, mismo que cumple con los criterios de diseño (OPS, 2005, p. 26).

$$A_0 = \frac{Q}{V_0}$$

$$A_0 = \frac{7,6 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,10 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0,075 \text{ m}^2$$

El área de cada orificio fue de $0,0044 \text{ m}^2$ (OPS, 2005, p. 26).

$$n = \frac{A_0}{a_0}$$

$$n = \frac{0,075 \text{ m}^2}{0,0044 \text{ m}^2} = 17$$

$$h = H - \frac{2}{5} * H$$

$$h = 1,5 \text{ m} - \frac{2}{5} * 1,5 \text{ m} = 0,9 \text{ m}$$

Se asumió 5 filas de orificios y 9 columnas (OPS, 2005, p. 26)

$$a_1 = \frac{h}{n_f}$$

$$a_1 = \frac{0,9 \text{ m}}{5} = 0,18 \text{ m}$$

$$a_2 = \frac{B - a_1 * (n_c - 1)}{2}$$

$$a_2 = \frac{2,5 \text{ m} - 0,18 \text{ m} * (9 - 1)}{2} = 0,53 \text{ m}$$

Una vez obtenidas las dimensiones del sedimentador, fue necesario comprobar que la velocidad horizontal es menor que la velocidad de arrastre, para asegurar que el material sedimentado no pueda ser resuspendido (Crites y Tchobanoglous, 2000, pp. 312, 313).

La velocidad de arrastre se calculó con la Ecuación AXII.5.

$$V_a = \left(\frac{8 * k * (s - 1) * g * d}{f} \right)^{1/2} \quad [\text{AXII. 5}]$$

Donde:

V_a : velocidad de arrastre (pie/s)

k: constante de cohesión

s: gravedad específica de las partículas

g: aceleración de la gravedad (32,2 pie/s²)

d: diámetro de las partículas (pie)

f: factor de fricción

Se consideró al diámetro de partícula como el tamaño de un “floc” de proveniente de un proceso de coagulación con sulfato ferroso con un valor de 100 μm ($3,28 \times 10^{-4}$ pie) (Larue y Vorobiev, 2003, p.12).

Para los valores de la constante de cohesión y factor de fricción se tomaron valores promedio de 0,05 y 0,025 respectivamente (Crites y Tchobanoglous, 2000, p. 313).

$$V_a = \left(\frac{8 * 0,05 * (3,65 - 1) * 32,2 * (3,28 \times 10^{-4})}{0,025} \right)^{1/2}$$

$$V_a = 0,669 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

$$V_a = 0,669 \frac{\text{pie}}{\text{s}} * \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ pie}} = 0,204 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La velocidad horizontal se obtuvo con la Ecuación AXII.6 (OPS, 2005, p. 25).

$$V_H = \frac{100 * Q}{B * H} \quad \text{[AXII. 6]}$$

$$V_H = \frac{100 * 7,6 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{2,5 \text{ m} * 1,5 \text{ m}} = 0,203 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

$$V_H = 0,0020 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Con los valores obtenidos anteriormente, se comprobó que la velocidad horizontal (0,0020 m/s) resultó mucho menor que la velocidad de arrastre (0,204 m/s).

Por su parte, para el espesor del sedimentador se tomó un valor referencial entre 0,2 a 0,3 m y se seleccionó como material de construcción al concreto (OPS, 2005a, p. 5).

El cálculo de la temperatura y presión de diseño se calcularon a partir de las Ecuaciones 3.3, 3.4 y 3.5.

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{op}} + 50$$

La temperatura de operación corresponde a la temperatura ambiental promedio de 18 °C (64,4 °F), a partir de esta se calculó la temperatura de diseño.

$$T_{\text{diseño}} = (64,4 + 50)^{\circ}\text{F} = 114,4^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 45,7^{\circ}\text{C}$$

Por su parte, la presión de diseño se calculó a partir de la presión de operación, ésta calculada con la presión hidrostática y la presión ambiental de 0,82 atm (12,08 psi).

$$P_{op} = P_{hidrostática} + P_{atm}$$

$$P_{hidrostática} = \rho * g * h$$

$$P_{hidrostática} = 1\,000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 1,5 \text{ m} * \frac{1 \text{ psi}}{6\,894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}$$

$$P_{hidrostática} = 2,13 \text{ psi}$$

$$P_{op} = 2,13 \text{ psi} + 12,08 \text{ psi} = 14,2 \text{ psi}$$

$$P_{diseño} = 1,1 * 14,2 \text{ psi} = 15,6 \text{ psi}$$

En la Tabla AXII.1 se detallan las especificaciones de los dos sedimentadores, pues ambos fueron diseñados bajo las mismas consideraciones.

Tabla AXII.1. Especificación del sedimentador

Parámetro	Valor
Volumen de operación (m ³)	19,72
Volumen nominal (m ³)	34,90
Longitud (m)	9,31
Altura (m)	1,50
Ancho (m)	2,50
Espesor (mm)	250
Temperatura de operación (°C)	18,00
Temperatura de diseño (°C)	45,70
Presión de operación (psi)	14,20
Presión de diseño (psi)	15,60

ANEXO XIII

DISEÑO DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

Para obtener el volumen de operación se consideró el volumen que ocupa el efluente básico proveniente de la sedimentación y el volumen añadido de ácido sulfúrico calculados previamente en los ANEXO V y VI.

$$V_{op} = V_{efluente} + V_{H_2SO_4}$$

$$V_{op} = 18,24 \text{ m}^3 + 5,59 \text{ L} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} = 18,25 \text{ m}^3$$

Para determinar el volumen nominal del tanque se consideró un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{nominal} = V_{op} * 1,2$$

$$V_{nominal} = 18,25 \text{ m}^3 * 1,2$$

$$V_{nominal} = 21,90 \text{ m}^3$$

De manera análoga al procedimiento realizado para el dimensionamiento del tanque de formación y acondicionamiento del complejo, se expresarán los volúmenes en función del diámetro del tanque para determinar las dimensiones del reactor. Se realizó el cálculo con base en las Ecuaciones 3.9, 3.10, AX.1 y AX.2.

$$V_1 = 0,10 * (21,90 \text{ m}^3) = 2,19 \text{ m}^3$$

$$2,19 \text{ m}^3 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_v$$

$$V_2 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_L$$

$$V_3 = 1,57 \times 10^{-3} * D^3$$

Para la altura total se consideraron las alturas de las secciones, y con este valor se empleó la relación $L/D=1$ y la Ecuación AX.2 para la expresión de L_f .

$$L = L_L + L_v + L_f$$

$$L_f = 0,193 * D$$

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

$$L = 1 * D$$

$$L_L + L_v + L_f = 1 * D$$

$$L_L + L_v + (0,193 * D) = 1 * D$$

De la expresión anterior se despejó el valor de L_L y se obtuvo la expresión AXIII.1.

$$L_L = 1 * D - (0,193 * D) - L_v$$

$$L_L = 0,807 * D - L_v \quad \text{[AXIII. 1]}$$

Se reemplazaron los valores de los volúmenes de cada sección y la Ecuación AXIII.1 en la Ecuación 3.7.

$$V_{\text{nominal}} = V_1 + V_2 + V_3$$

$$V_{\text{nominal}} = \left(\pi * \frac{D^2}{4} * L_v + \pi * \frac{D^2}{4} * (0,807 * D - L_v) + 1,57 \times 10^{-3} * D^3 \right) \text{m}^3$$

$$21,90 = \pi * \frac{D^2}{4} * L_v + \pi * \frac{D^2}{4} * (0,807 * D) - \pi * \frac{D^2}{4} * L_v + 1,57 \times 10^{-3} * D^3$$

$$21,90 = \pi * \frac{D^2}{4} * (0,807 * D) + 1,57 \times 10^{-3} * D^3$$

$$21,90 = \left(\pi * \frac{(0,807)}{4} + 1,57 \times 10^{-3} \right) * D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{21,90}{\left(\pi * \frac{(0,807)}{4} + 1,57 \times 10^{-3} \right)}}$$

$$D = 3,25 \text{ m}$$

Se calcularon los valores de las alturas de cada parte del tanque.

$$L = 1 * (3,25 \text{ m}) = 3,25 \text{ m}$$

$$L_f = 0,193 * (3,25 \text{ m}) = 0,628 \text{ m}$$

$$L_v = \frac{2,19 * 4}{\pi * 3,25^2} = 0,263 \text{ m}$$

$$L_L = 0,807 * D - L_v = 0,807 * 3,25 - 0,263 \text{ m} = 2,36 \text{ m}$$

Se calculó la altura del líquido en el tanque.

$$L_L + L_f = 2,36 \text{ m} + 0,628 \text{ m} = 2,99 \text{ m}$$

Se calculó la presión interna del tanque, calculada como presión hidrostática expresada en la Ecuación 3.6 y seguidamente se determinó el valor del espesor del tanque y de la tapa con las Ecuaciones 3.14 y 3.15 respectivamente.

$$P_{\text{hidrostática}} = \rho * g * h$$

$$P_{\text{hidrostática}} = 1\,000,0 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 2,99 \text{ m} * \frac{1 \text{ psi}}{6894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}$$

$$P_{\text{hidrostática}} = 4,25 \text{ psi}$$

Se consideró al acero inoxidable 304 como el material del tanque de neutralización, su esfuerzo máximo permisible es 510 N/mm^2 (Sinnott, 2005, p. 812). Para el cálculo del espesor de pared del tanque se utilizó la Ecuación 3.14.

$$t = \frac{P * R}{S * E - 0,6 * P}$$

$$t = \frac{4,25 \text{ psi} * \frac{3,25 \text{ m}}{2} * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}}{510 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * \frac{1\,000^2 \text{ mm}^2}{\text{m}^2} * \frac{1 \text{ psi}}{6\,894,76 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} * 0,73 - 0,6 * 4,25 \text{ psi}}$$

$$t = 5,04 \times 10^{-3} \text{ pulg}$$

$$t = 5,04 \times 10^{-3} \text{ pulg} * \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ pulg}} = 0,129 \text{ mm}$$

Para el espesor de la tapa se utilizó la Ecuación 3.15.

$$t_{\text{tapa}} = \frac{0,885 * P * L}{S * E - 0,1 * P}$$

$$t_{\text{tapa}} = \frac{0,885 * 4,25 \text{ psi} * 3,25 \text{ m} * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}}{510 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * \frac{1 \text{ 000}^2 \text{ mm}^2}{\text{m}^2} * \frac{1 \text{ psi}}{6 \text{ 894,76} \frac{\text{N}}{\text{m}^2}} * 0,73 - 0,1 * 4,25 \text{ psi}}$$

$$t_{\text{tapa}} = 8,9 \times 10^{-3} \text{ pulg}$$

$$t_{\text{tapa}} = 8,9 \times 10^{-3} \text{ pulg} * \frac{25,4 \text{ mm}}{1 \text{ pulg}} = 0,228 \text{ mm}$$

Los valores de espesor obtenidos tanto para el recipiente como para el fondo son pequeños por lo que se considerará un espesor mínimo de 12 mm (valor que incluye un espesor mínimo por corrosión) como se establece en la Tabla 3.1 detallada en el capítulo 3.

El cálculo de la temperatura y presión de diseño se calcularon a partir de las Ecuaciones 3.3, 3.4 y 3.5.

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{op}} + 50$$

La temperatura de operación corresponde a la temperatura de salida del efluente para descarga cuyo valor calculado en el ANEXO IX de 18,3 °C (64,9 °F), a partir de esta se calculó la temperatura de diseño.

$$T_{\text{diseño}} = (64,9 + 50)^\circ\text{F} = 114,9 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 46,1 \text{ }^\circ\text{C}$$

Por su parte, la presión de diseño se calculó a partir de la presión de operación, ésta calculada con la presión hidrostática y la presión ambiental de 0,82 atm (12,08 psi).

$$P_{\text{op}} = P_{\text{hidrostática}} + P_{\text{atm}}$$

$$P_{op} = 4,25 \text{ psi} + 12,08 \text{ psi} = 16,3 \text{ psi}$$

$$P_{diseño} = 1,1 * 16,3 \text{ psi} = 18,0 \text{ psi}$$

En la Tabla AXIII.1 se detallan las especificaciones de los dos tanques de neutralización, pues ambos fueron diseñados bajo las mismas consideraciones.

Tabla AXIII.1. Especificación del tanque de neutralización

Parámetro	Valor
Volumen de operación (m ³)	18,25
Volumen nominal (m ³)	21,90
Diámetro (m)	3,25
Altura (m)	3,25
Espesor (mm)	12,0
Altura del líquido (m)	3,01
Temperatura de operación (°C)	18,30
Temperatura de diseño (°C)	46,10
Presión de operación (psi)	16,30
Presión de diseño (psi)	18,00

ANEXO XIV

DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL EFLUENTE

El tanque de almacenamiento permitirá la homogenización del efluente, de esta manera se evitarán problemas operativos a causa de las variaciones de caudal (Crites y Tchobanoglous, 2000, p. 256).

El volumen de operación del tanque fue obtenido mediante la Ecuación AXIV.1.

$$V_{op} = Q_{op} * t \quad [AXIV. 1]$$

Donde:

V_{op} : volumen de operación del tanque (m^3).

Q_{op} : caudal de operación, que en este caso se consideró el caudal para el cual fue diseñada la planta existente, cuyo valor es de $112,32 m^3/día$.

t : tiempo de retención, que fue de 24 horas (Romero, 2002, p.316).

Por lo tanto:

$$V_{op} = 112,32 \frac{m^3}{día} * \frac{día}{24 h} * 24h$$

$$V_{op} = 112,32 m^3$$

Se consideró un factor de seguridad del 20 %, por lo que el volumen nominal del tanque se calculó con la Ecuación 3.2.

$$V_{nominal} = 112,32 m^3 * 1,2$$

$$V_{\text{nominal}} = 134,78 \text{ m}^3$$

Para determinar las dimensiones del tanque de almacenamiento se consideró una relación L/D de 1, y fueron obtenidas mediante iteración con la Ecuación AXIV.2 que representa el volumen de un cilindro hasta que el volumen calculado sea similar al volumen nominal calculado.

$$V = \pi * \frac{D^2}{4} * L \quad [\text{AXIV. 2}]$$

Donde:

V: representa el volumen del cilindro (m³)

D: diámetro (m)

L: altura (m)

En la Tabla AXIV.1 se muestran las dimensiones del tanque de almacenamiento del efluente.

Tabla AXIV.1. Dimensiones del tanque de almacenamiento del efluente

Altura (m)	Diámetro (m)	Relación H/D	Volumen nominal (m ³)
5,00	5,00	1,00	98,17
5,23	5,23		112,36
5,56	5,56		134,99

La altura del líquido (L) se despejó de la Ecuación AXIV.2 y se empleó el diámetro calculado y el valor del volumen de operación.

$$L = \frac{V * 4}{\pi * D^2}$$

$$L = \frac{112,32 \text{ m}^3 * 4}{\pi * 5,56^2 \text{ m}^2} = 4,6 \text{ m}$$

El material del tanque de almacenamiento fue concreto y enterrado para evitar las variaciones de temperatura del efluente (Romero, 2002, p.316). La tensión máxima permisible es de $1,85 \text{ N/mm}^2$ (Ukpata y Ephraim, 2012, p. 329). El espesor de las paredes del tanque fue calculado mediante la Ecuación 3.11.

$$e_s = \frac{998,82 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 4,6 \text{ m} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 5,56 \text{ m}}{2 * 1 * 1,85 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * 10^3} = 68,05 \text{ mm}$$

En la Tabla AXIV.2 se muestra un resumen con las dimensiones del tanque de almacenamiento del efluente.

Tabla AXIV.2. Especificación del tanque de almacenamiento del efluente

Parámetro	Valor
Volumen de operación (m^3)	112,32
Volumen nominal (m^3)	134,78
Diámetro (m)	5,56
Altura (m)	5,56
Altura del líquido (m)	4,60
Espesor (mm)	68,05

ANEXO XV

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS SECUNDARIOS

Los equipos secundarios están formados por los tanques de preparación de soluciones, tanques de almacenamiento de agua de proceso y reactivos y el espacio destinado a la disposición temporal de lodos.

Las dimensiones de los tanques fueron obtenidas a partir de los volúmenes de operación y nominales con las consideraciones de cada caso.

- Tanque de almacenamiento de agua de proceso

La preparación de la soluciones requiere de agua de proceso, por lo que se consideró un tanque de almacenamiento para 15 días. La cantidad de agua de proceso requerida para 1 lote y el número total de lotes (6) fue calculada en el ANEXO VII.

El volumen de operación del tanque de almacenamiento de agua de proceso para 1 lote fue calculado como la suma de los volúmenes de agua para cada solución.

$$V_{op} = (V_{\text{agua ácido cítrico}} + V_{\text{agua sulfato ferroso}} + V_{\text{agua hidróxido de sodio}})$$

$$V_{op} = (0,042 \text{ m}^3 + 0,123 \text{ m}^3 + 0,787 \text{ m}^3) = 0,952 \text{ m}^3$$

El volumen de agua requerido se calculó con el volumen de agua requerido para cada solución en un lote por el número de lotes y este valor fue multiplicado por el tiempo de almacenamiento de 15 días.

$$V_{op} = 0,952 \frac{\text{m}^3}{\text{lote}} * 6 \frac{\text{lotes}}{\text{día}} * 15 \text{ días} = 85,68 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal del tanque con un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{\text{nominal}} = 85,68 \text{ m}^3 * 1,2 = 102,80 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del tanque fueron obtenidas con una relación L/D de 1 y se empleó la Ecuación AXIV.2 que representa el volumen de un cilindro.

$$L = D = 5,1 \text{ m}$$

Los tanques de preparación de las soluciones de ácido cítrico y sulfato ferroso se dimensionaron con una capacidad de procesamiento de 1 lote, mientras que el tanque de la solución de hidróxido de sodio fue dimensionado para procesar 2 lotes, esto debido a que la solución de hidróxido de sodio es requerida en 2 etapas del sistema complementario de tratamiento (formación y acondicionamiento del complejo y coagulación) mismas que se efectúan a diferentes tiempos en las 2 líneas de tratamiento propuestas.

- Tanque de formación de solución de ácido cítrico

Se consideró el volumen de operación del tanque de preparación de la solución de ácido cítrico.

$$V_{\text{op}} = 0,042 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal del tanque con un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{\text{nominal}} = 0,042 \text{ m}^3 * 1,2 = 0,05 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del tanque fueron obtenidas con una relación L/D de 2 y se empleó la Ecuación AXIV.2 que representa el volumen de un cilindro.

$$L = 0,63 \text{ m}$$

$$D = 0,32 \text{ m}$$

- Tanque de formación de solución de sulfato ferroso

Se consideró el volumen de operación del tanque de preparación de la solución de sulfato ferroso.

$$V_{op} = 0,123 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal del tanque con un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{nominal} = 0,123 \text{ m}^3 * 1,2 = 0,15 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del tanque fueron obtenidas con una relación L/D de 2 y se empleó la Ecuación AXIV.2 que representa el volumen de un cilindro.

$$L = 0,91 \text{ m}$$

$$D = 0,45 \text{ m}$$

- Tanque de formación de solución de hidróxido de sodio

Para el tanque de preparación de la solución de hidróxido de sodio se considera el volumen de solución para 2 lotes.

$$V_{op} = 0,787 * 2 = 1,57 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal del tanque con un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{nominal} = 1,57 \text{ m}^3 * 1,2 = 1,89 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del tanque fueron obtenidas con una relación L/D de 2 y se empleó la Ecuación AXIV.2 que representa el volumen de un cilindro.

$$L = 2,13 \text{ m}$$

$$D = 1,06 \text{ m}$$

- Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno

El tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno fue dimensionado para 15 días.

$$V_{\text{op}} = (0,051) \frac{\text{m}^3}{\text{lote}} * 6 \frac{\text{lotes}}{\text{día}} * 15 \text{ días} = 4,59 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal del tanque con un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{\text{nominal}} = 4,59 \text{ m}^3 * 1,2 = 5,55 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del tanque fueron obtenidas con una relación L/D de 1 y se empleó la Ecuación AXIV.2 que representa el volumen de un cilindro.

$$L = D = 1,92 \text{ m}$$

- Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico

El tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico fue dimensionado para 30 días.

$$V_{\text{op}} = (5,59) \frac{\text{L}}{\text{lote}} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} * 6 \frac{\text{lotes}}{\text{día}} * 30 \text{ días} = 1,01 \text{ m}^3$$

Se calculó el volumen nominal del tanque con un factor de seguridad del 20 %.

$$V_{\text{nominal}} = 1,01 \text{ m}^3 * 1,2 = 1,21 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del tanque fueron obtenidas con una relación L/D de 1 y se empleó la Ecuación AXIV.2 que representa el volumen de un cilindro.

$$L = D = 1,15 \text{ m}$$

En la Tabla AXV.1 se muestra un resumen con las dimensiones de los tanques de formación y almacenamiento de soluciones, mismos que representan parte de los equipos secundarios del sistema complementario de tratamiento.

Tabla AXV.1. Dimensiones de los tanques de formación y almacenamiento de soluciones

Parámetro	Tanque de almacenamiento de agua de proceso	Tanque de sol. ácido cítrico	Tanque de sol. sulfato ferroso	Tanque de sol. hidróxido de sodio	Tanque de sol. peróxido de hidrógeno	Tanque de sol. ácido sulfúrico
Volumen de operación (m ³)	85,68	0,042	0,123	1,57	4,59	1,01
Volumen nominal (m ³)	102,80	0,05	0,15	1,89	5,55	1,21
Diámetro (m)	5,10	0,32	0,45	1,06	1,92	1,15
Altura (m)	5,10	0,63	0,91	2,13	1,92	1,15

- Disposición de lodos

Finalmente, se dispuso de un depósito de concreto enterrado para el almacenamiento de lodos provenientes del proceso de sedimentación, con capacidad de almacenamiento de una semana. Se tomó esta decisión puesto que no se cuenta el espacio físico adecuado (un área de terreno considerable) para el secado de los lodos.

Por consiguiente, el almacenamiento de lodos representa una alternativa factible dado que los lodos provenientes de la etapa de sedimentación no necesitan de un proceso de estabilización con cal, puesto que tienen un pH=12. Esto es importante porque a valores de pH básicos, la actividad bacteriana se ve limitada (Perry, 2001, p. 25-102).

Además, se conoce que los lodos generados no contienen coliformes fecales ni otros patógenos debido a la efectividad del proceso Fenton (Ramirez, Orta, Durán y Malpica, 2002, pp. 46,47).

Para determinar el volumen requerido para el depósito, se calculó el volumen de lodos generados en una semana.

$$V_{\text{lodos semanales}} = 1,56 \frac{\text{m}^3}{\text{lote}} * \frac{6 \text{ lotes}}{\text{día}} * 7 \text{ días}$$

$$V_{\text{lodos semanales}} = 65,52 \text{ m}^3$$

El depósito de lodos será enterrado, de tipo rectangular y construido de concreto, las dimensiones del mismo se determinaron con base en el espacio disponible y el volumen de lodos producidos en una semana. Consta de 2 zonas con valores de volumen de 4,2 y 63,7 m³ respectivamente, y cuya suma resulta en un volumen de 68 m³. En la Tabla AXV.2 se muestran las dimensiones de las zonas del depósito.

Tabla AXV.2. Dimensiones del depósito de lodos

Zona 1 (azul)	
Longitud (m)	1,44
Ancho (m)	0,98
Profundidad (m)	3,00
Zona 2 (naranja)	
Longitud (m)	5,90
Ancho (m)	3,60
Profundidad (m)	3,00

En la Figura AXV.1 se muestra la vista superior del depósito para el almacenamiento de lodos así como sus dimensiones. En azul se muestra la zona 1 (4,2 m³) mientras que en naranja la zona 2 (63,7 m³).

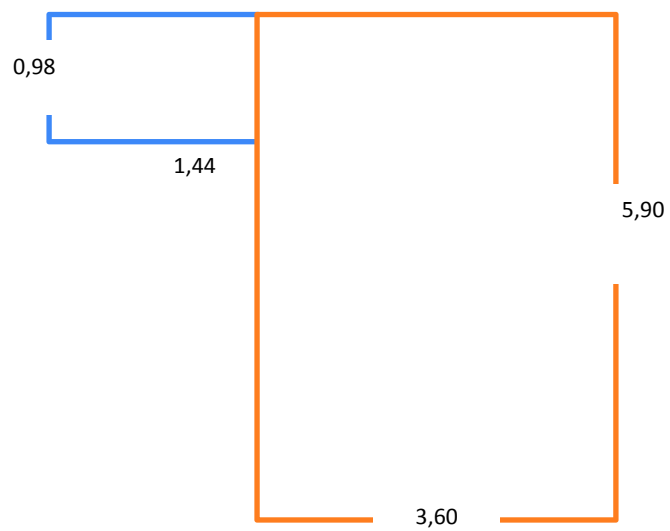


Figura AXV.1. Vista superior del depósito de lodos con sus dimensiones

ANEXO XVI

DIMENSIONAMIENTO DE SISTEMAS DE AGITACIÓN

Los tanques de formación y acondicionamiento del complejo, reactores, tanques de neutralización, los tanques de formación de soluciones y el tanque de almacenamiento del efluente cuentan con un sistema de agitación.

En la Figura AXVI.1 se muestra una representación de las dimensiones de un impulsor mecánico de tipo turbina.

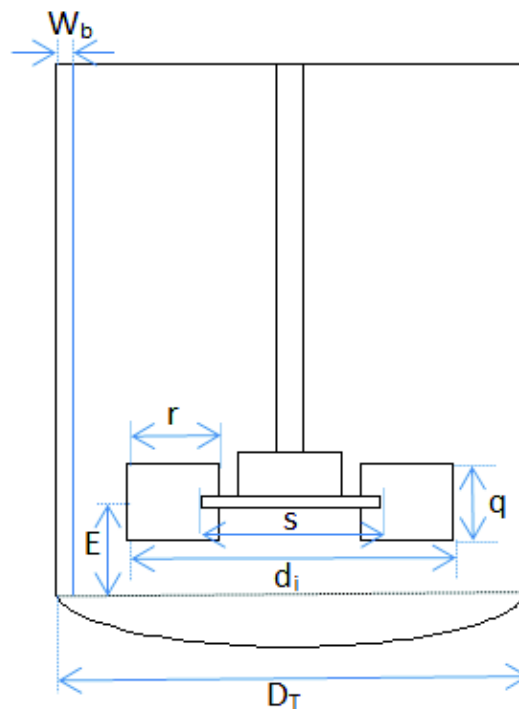


Figura AXVI.1. Representación de las dimensiones de un impulsor mecánico

Donde:

d_i :diámetro del impulsor (m)

D_T : diámetro del tanque (m)

q : ancho de las palas del impulsor (m)

r : longitud de las palas del impulsor (m)

E: altura desde el fondo de la parte cilíndrica del tanque hasta el centro del impulsor (m)

s : diámetro del disco central del impulsor (m)

W_b : ancho del deflector (m)

Para el ejemplo de cálculo se consideró el tanque de formación y acondicionamiento del complejo, cuyo diámetro es 0,651 m. Se dimensionó un agitador de tipo turbina de 6 palas planas y 4 deflectores con las Ecuaciones 3.27 hasta 3.31.

$$d_i = \frac{1}{3} * (0,651 \text{ m}) = 0,217 \text{ m}$$

$$q = \frac{1}{5} * (0,217 \text{ m}) = 0,043 \text{ m}$$

$$r = \frac{1}{4} * (0,217 \text{ m}) = 0,054 \text{ m}$$

$$E = \frac{1}{3} * (0,651 \text{ m}) = 0,217 \text{ m}$$

$$s = \frac{1}{4} * (0,651 \text{ m}) = 0,162 \text{ m}$$

$$W_b = \frac{1}{10} * (0,651 \text{ m}) = 0,065 \text{ m}$$

Para determinar la potencia de los agitadores fue necesario establecer criterios de velocidad de agitación, es así que de acuerdo al tipo de agitador seleccionado (turbina de 6 palas planas), dicha velocidad varía entre 20 a 150 rpm (McCabe, Smith y Harriott, 2002, p. 260). Por lo que se tomó un valor promedio de velocidad de agitación de 85 rpm para los agitadores de los tanques de formación y acondicionamiento del complejo y de neutralización.

Para el agitador del reactor se consideró una velocidad de agitación de 130 rpm, valor establecido en la investigación de referencia (Morillo, 2017, p.8).

En el ejemplo de cálculo de la potencia del agitador del tanque de formación y acondicionamiento del complejo, se determinó el valor del número de Reynolds de mezcla mediante la Ecuación 3.32.

Se tomó como referencia el valor de la viscosidad del agua de 0,0011 kg/ms a 18°C (Perry, 2001, p.2-330).

$$Re = \frac{85 \frac{\text{rev}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} * (0,217 \text{ m})^2 * (1194,9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{0,0011 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 72 464,62$$

$$Re > 10 000$$

Por lo tanto, es régimen turbulento y se aplicó la Ecuación 3.33 para el determinar la potencia del agitador.

$$P = 6,30 * 1 194,9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(\frac{85 \text{ rev}}{\text{min}} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right)^3 * (0,217 \text{ m})^5$$

$$P = 10,3 \text{ W}$$

Otro parámetro importante que se debe conocer es el tiempo de mezcla en cada tanque del sistema complementario de tratamiento. En el caso del tanque de formación y acondicionamiento del complejo se tiene un tiempo total de mezcla de 60 minutos determinado en la investigación de referencia (Morillo, 2017, p.8).

Por su parte, para el tanque de reacción y coagulación se tienen 2 tiempos de mezcla. El primero corresponde al tiempo total de mezcla del proceso Fenton Modificado de 15 minutos establecido en la investigación de referencia (Morillo, 2017, p.8). Luego para el proceso de coagulación (desarrollado en el mismo reactor) se tomó un tiempo promedio de mezcla de 25 minutos (Arboleda, 2000, p.159).

Se consideró el tiempo promedio de mezcla en el tanque de neutralización tomado de 18 minutos (Romero, 2002, p.331).

En la Tabla AXVI.1 se muestran los valores de las dimensiones, velocidad y potencia del agitador mecánico así como el tiempo de mezcla requeridos para los tanques de formación y acondicionamiento del complejo, reacción y coagulación y neutralización.

Tabla AXVI.1. Dimensiones de los agitadores mecánicos y condiciones de agitación de equipos principales

Parámetro	Equipos principales		
	Tanque de formación y acondicionamiento del complejo	Tanque de reacción y coagulación	Tanque de neutralización
d_i (m)	0,217	1,034	1,085
q (m)	0,043	0,207	0,217
r (m)	0,054	0,259	0,271
E (m)	0,217	1,034	1,085
s (m)	0,162	0,776	0,814
W_b (m)	0,065	0,310	0,325
Velocidad (rpm)	85	130	85
Potencia (W)	10,3	76 145,8	26 909,8
Tiempo mezcla (min)	60	40	18

El dimensionamiento de los agitadores mecánicos para los equipos secundarios fue determinado de manera análoga al realizado para los equipos principales y los resultados se muestran en la Tabla AXVI.2.

Tabla AXVI.2. Dimensiones de los agitadores mecánicos para los equipos secundarios

Parámetro	Equipos secundarios			
	Tanque de solución de ácido cítrico	Tanque de solución de sulfato ferroso	Tanque de solución de hidróxido de sodio	Tanque de almacenamiento de efluente
d_i (m)	0,106	0,152	0,355	1,853
q (m)	0,021	0,030	0,071	0,371
r (m)	0,026	0,045	0,089	0,463
E (m)	0,106	0,152	0,355	1,853
s (m)	0,079	0,114	0,266	1,390
W_b (m)	0,032	0,045	0,106	-

Las condiciones de agitación de los equipos secundarios fueron determinadas mediante cálculos y referencias bibliográficas.

Para determinar la velocidad de agitación, el tiempo mínimo requerido y la potencia de los sistemas de agitación en los equipos secundarios, fue necesario realizar cálculos previos de las propiedades como densidad y viscosidad de las soluciones empleadas en el sistema complementario de tratamiento.

Como se mencionó en el ANEXO I y II para la etapa de formación y acondicionamiento del complejo, se prepararon las soluciones acuosas de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio.

La densidad de la solución de ácido cítrico se calculó mediante la Ecuación AXVI.1 (Laguerie, Aubry y Couderc, 1976, p. 85).

$$\rho_{\text{solución}} = \frac{C + 100}{\frac{C}{\rho_A} + \frac{100}{\rho_E}} \quad [\text{AXVI. 1}]$$

Donde:

$\rho_{\text{solución}}$: densidad de la solución (g/cm^3)

C: concentración expresada en gramos de ácido cítrico/100 gramos de agua

ρ_A : densidad del sólido (1,5 g/cm³)

ρ_E : densidad del agua (1,0 g/cm³)

Primero, se calculó la concentración de la solución de ácido cítrico.

$$C = \frac{24,60 \text{ kg ac. cítrico}}{41,56 \text{ kg agua}} * \frac{1\ 000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} * \frac{1 \text{ kg}}{1\ 000 \text{ g}} * 100 \text{ g agua} = \frac{59,2 \text{ g ac. cítrico}}{100 \text{ g agua}}$$

Se reemplazaron los valores en la Ecuación AXVI.1.

$$\rho_{\text{solución}} = \frac{59,2 + 100}{\frac{59,2}{1,5} + \frac{100}{1,0}} = 1,141 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho_{\text{solución}} = 1,141 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} * \frac{1 \text{ kg}}{1\ 000 \text{ g}} * \frac{(100)^3 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} = 1\ 141,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

La viscosidad de la solución de ácido cítrico se calculó con la Ecuación AXVI.2 (Laguerie, Aubry y Couderc, 1976, p. 85).

$$\mu - \mu_0 = 0,18 * \sqrt{c} * e^{0,95*c} \quad [\text{AXVI. 2}]$$

Donde:

μ : viscosidad de la solución (cP)

μ_0 : viscosidad del agua igual a 1,1 cP a 18°C (Perry, 2001, p. 2-330)

c: concentración de la solución expresada en moles de ácido cítrico/ litro de solución.

Se calculó la concentración de la solución.

$$c = \frac{24,60 \text{ kg ac. cítrico}}{41,56 \text{ kg agua}} * \frac{1\ 000 \text{ g ac. cítrico}}{\text{kg ac. cítrico}} * \frac{1 \text{ mol ac. cítrico}}{210 \text{ g ac. cítrico}} * \frac{1\ 000 \text{ kg agua}}{1 \text{ m}^3} * \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}$$

$$c = 2,82 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

Se reemplazaron los valores en la Ecuación AXVI.2.

$$\mu = (0,18 * \sqrt{2,82} * e^{0,95*2,82}) + 1,1$$

$$\mu = 5,5 \text{ cP}$$

Para la solución de sulfato ferroso, se calculó su densidad a 18 °C obtenida mediante extrapolación de datos y para lo cual se calculó la concentración en peso de la solución (Perry, 2001, p. 2-108).

$$\text{Concentración en peso } \left(\% \frac{p}{p} \right) = \frac{32,57 \text{ kg sulfato ferroso}}{(32,57 + 122,92) \text{ kg solución}} * 100 = 21\%$$

En la Tabla AXVI.3 se muestran los valores de densidad en función de la concentración en peso de la solución de sulfato ferroso.

Tabla AXVI.3. Densidad en función de la concentración en peso de la solución de sulfato ferroso

Concentración de la solución (% p/p)	Densidad solución (g/cm ³)
16	1,1675
20	1,2135

(Perry, 2001, p. 2-108)

$$\rho_{\text{solución}} = 1,1675 + \frac{21 - 16}{20 - 16} * (1,2135 - 1,1675)$$

$$\rho_{\text{solución}} = 1,225 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} * \frac{1 \text{ kg}}{1\ 000 \text{ g}} * \frac{(100)^3 \text{ cm}^3}{1 \text{ m}^3} = 1\ 225 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Para determinar la viscosidad de las soluciones de sulfato ferroso, hidróxido de sodio, peróxido de hidrógeno se calcularon las viscosidades de los solutos mediante la Ecuación AXVI.3 mientras que la viscosidad de dichas soluciones se calculó a partir de la Ecuación AXVI.4 y se obtuvo la Ecuación AXVI.5 (Laliberté, 2007, pp. 322-326).

$$\eta_i = \exp\left(\frac{v_1 * (1 - w_w)^{v_2} + v_3}{((v_4 * T) + 1) * ((v_5 * (1 - w_w)^{v_6}) + 1)}\right) \quad [\text{AXVI. 3}]$$

$$\eta_i = \left(\frac{\eta_m}{\eta_w^{w_w}}\right)^{\frac{1}{w_i}} \quad [\text{AXVI. 4}]$$

$$(\eta_m)^{\frac{1}{w_i}} = \eta_i * (\eta_w^{w_w})^{\frac{1}{w_i}}$$

$$\eta_m = \eta_i^{w_i} * (\eta_w^{w_w}) \quad [\text{AXVI. 5}]$$

Donde:

η_i : viscosidad del soluto (mPa s)

v_1, v_2, v_3, v_4, v_5 y v_6 : constantes empíricas

w_w : fracción másica del agua

T: temperatura (18 °C)

η_m : viscosidad de la solución (mPa s)

η_w : viscosidad del agua (1,1 cP)

w_i : fracción másica del soluto

En la Tabla AXVI.4 se muestran los valores de las constantes empíricas para los reactivos para el cálculo de la viscosidad.

Tabla AXVI.4. Valores de las constantes empíricas para el cálculo de la viscosidad de las soluciones de sulfato ferroso, hidróxido de sodio y peróxido de hidrógeno

Constantes empíricas	Sulfato ferroso	Hidróxido de sodio	Peróxido de hidrógeno
v_1	27,074	440,2	227,72
v_2	0,88474	0,0089764	0,0009402
v_3	0,86143	-423,67	-226,89
v_4	0,0051165	0,015949	0,04474
v_5	7322,9	107,6	0,26782
v_6	3,9248	4,6489	3,3224

(Laliberté, 2007, pp. 324-326)

Se reemplazaron los valores en las Ecuaciones y se obtuvieron los valores de fracciones másicas de soluto y agua, de la viscosidad del soluto y de la solución para cada reactivo. Se tomó como ejemplo de cálculo a la solución de sulfato ferroso para determinar dichos parámetros mediante las Ecuaciones AXVI.3, AXVI.4 y AXVI.5.

$$w_w = \frac{122,92 \text{ kg agua}}{(32,57 + 122,92) \text{ kg solución}} = 0,79$$

$$w_i = 1 - w_w = 1 - 0,79 = 0,21$$

$$\eta_i = \exp\left(\frac{v_1 * (1 - w_w)^{v_2} + v_3}{((v_4 * T) + 1) * ((v_5 * (1 - w_w)^{v_6}) + 1)}\right)$$

$$\eta_i = \exp\left(\frac{27,074 * (1 - 0,79)^{0,88474} + 0,86143}{((0,0051165 * 18) + 1) * ((7322,9 * (1 - 0,79)^{3,9248}) + 1)}\right)$$

$$\eta_i = 1,51 \text{ cP}$$

$$\eta_m = \eta_i^{w_i} * (\eta_w^{w_w})$$

$$\eta_m = 1,51^{0,21} * (1,1^{0,79})$$

$$\eta_m = 1,17 \text{ cP}$$

En la Tabla AXVI.5 se muestran los resultados de fracciones másicas de agua y soluto, viscosidad del soluto y de la solución para cada reactivo respectivamente.

Tabla AXVI.5. Resultados de fracciones másicas de soluto y agua, viscosidad de soluto y de las soluciones de sulfato ferroso, hidróxido de sodio y peróxido de hidrógeno

Soluciones	Fracción másica del agua (w_w)	Fracción másica de soluto (w_i)	Viscosidad del soluto (η_i) cP	Viscosidad de la solución (η_m) cP
Sulfato ferroso	0,79	0,21	1,51	1,17
Hidróxido de sodio	0,96	0,04	19,79	1,22
Peróxido de hidrógeno	0,50	0,50	1,44	1,26

En la formación de las soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio se requiere la disolución de los reactivos sólidos y para ello se determinó la velocidad crítica del agitador para una suspensión completa mediante la correlación de Zwietering, expresada en la Ecuación AXVI.6 (McCabe, Smith y Harriott, 2002, p. 290).

$$n_c = \frac{S * v^{0,1} * D_p^{0,2} * \left(g * \frac{\Delta\rho}{\rho}\right)^{0,45} * B^{0,13}}{d_i^{0,85}} \quad [\text{AXVI. 6}]$$

Donde:

n_c : velocidad crítica del agitador (rev/s)

S: factor de forma

v: viscosidad cinemática (m^2/s)

D_p : tamaño medio de partícula (m)

g: aceleración de la gravedad ($9,8 \text{ m/s}^2$)

$\Delta\rho = \rho_{\text{sólido}} - \rho$: diferencia de densidades (kg/m^3)

ρ : densidad del líquido (kg/m^3)

B: 100* peso del sólido/peso de líquido

d_i : diámetro del impulsor (m)

La viscosidad cinemática se calculó como el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad mediante la Ecuación AXVI.7 (McCabe, Smith y Harriott, 2002, p. 54).

$$v = \frac{\text{viscosidad} \left(\frac{\text{kg}}{\text{ms}} \right)}{\text{densidad} \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)} \quad [\text{AXVI. 7}]$$

Donde:

v: representa la viscosidad cinemática (m^2/s)

El tamaño de partícula del ácido cítrico varía entre 0,6 y 1,18; 1,18 y 1,70 y 1,70 y 2,36 mm respectivamente. Para determinar el tamaño de partícula medio se sacó un promedio entre estos valores (Kosseva y Webb, 2013, p.91).

De manera análoga se determinaron los tamaños de partícula medios para el sulfato ferroso e hidróxido de sodio. En el caso del sulfato ferroso el tamaño de partícula varía entre 0,016 y 0,5 μm mientras que para el hidróxido de sodio el tamaño de partícula varía entre 0,25 y 1,3 mm (Olguín, Sanchez y Hernández, 2000, p. 71; Titan Unichem, 2017).

Se tomó como ejemplo de cálculo al ácido cítrico y de manera análoga se obtuvo la viscosidad cinemática para el sulfato ferroso e hidróxido de sodio, los resultados se muestran en la Tabla AXVI.6.

$$v = \frac{5,5 \text{ cP} * \frac{2,419 \frac{\text{lb}}{\text{pie h}}}{1 \text{ cP}} * \frac{0,4134 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{\frac{1 \text{ lb}}{\text{pie h}}}}{1 141,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 4,817 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$$

Tabla AXVI.6. Valores de densidad, viscosidad y viscosidad cinemática para las soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio

Parámetro	Sol. ácido cítrico	Sol. sulfato ferroso	Sol. hidróxido de sodio
$\rho_{\text{solución}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1 141,49	1 225,00	1 040,00
Viscosidad (cP)	5,50	1,17	1,22
Viscosidad (kg/m s)	0,0055	0,0011	0,0012
Viscosidad cinemática (m ² /s)	$4,817 \times 10^{-6}$	$9,602 \times 10^{-7}$	$1,182 \times 10^{-6}$

En la Tabla AXVI.7 se muestran los valores de los parámetros requeridos para el cálculo de la velocidad crítica del agitador de cada tanque de formación de las soluciones.

Tabla AXVI.7. Parámetros requeridos para el cálculo de la velocidad crítica del agitador para la formación de las soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio

Parámetro	Ácido cítrico	Sulfato ferroso	Hidróxido de sodio
$D_p \text{ (mm)}$	1,45	0,066	0,775
$D_p \text{ (m)}$	$1,45 \times 10^{-3}$	66×10^{-6}	$7,75 \times 10^{-4}$
$\rho_{\text{sólido}} \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1 500	1 897	2 100
$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	1 000	1 000	1 000
$\Delta\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	500	897	1 100
$v \text{ (m}^2\text{/s)}$	$4,817 \times 10^{-6}$	$9,602 \times 10^{-7}$	$1,182 \times 10^{-6}$
B	59,2	26,5	4,0
$d_i \text{ (m)}$	0,106	0,152	0,355

El factor de forma depende del tipo y tamaño del impulsor, para este caso como se puede observar en la Tabla AXVI.8 (McCabe, Smith y Harriott, 2002, p. 290).

Tabla AXVI.8. Valores del factor de forma S para la velocidad crítica de agitación

Tipo de impulsor	D_T/d_i	D_T/E	S (factor de forma)
Turbina de 6 palas	2	4	4,1
	3	4	7,5
	4	4	11,5
Paleta de 2 palas	2	4	4,8
	3	4	8,0
	4	4	12,5
Hélice (propulsor de 3 palas)	3	4	6,5
	4	4	8,5
	4	2,5	9,5

(McCabe, Smith y Harriott, 2002, p. 290)

Al usar un impulsor tipo turbina de 6 palas planas y al cumplir con las relaciones de D_T/d_i y D_T/E de 3 y 4 respectivamente para todos los tanques, se obtuvo un factor de forma de 7,5.

Se calculó la velocidad crítica del agitador, y se tomó como ejemplo de cálculo a la formación de solución de ácido cítrico mediante la Ecuación AXVI.6. Se procedió de la misma manera para el sulfato ferroso e hidróxido de sodio.

$$n_c = \frac{7,5 * (4,817 \times 10^{-6})^{0,1} * (1,45 \times 10^{-3})^{0,2} * \left(9,8 * \frac{500}{1\,000}\right)^{0,45} * 59,2^{0,13}}{(0,106)^{0,85}}$$

$$n_c = 14,02 \frac{\text{rev}}{\text{s}}$$

$$n_c = 14,02 \frac{\text{rev}}{\text{s}} * \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} = 841,2 \text{ rpm}$$

Una vez obtenida la velocidad crítica de agitación se pudo obtener el número de Reynolds de mezcla, la potencia del agitador para el tanque de solución de ácido cítrico mediante las Ecuaciones 3.32 y 3.33.

$$Re = \frac{14,02 \frac{\text{rev}}{\text{s}} * (0,106 \text{ m})^2 * (1\ 141,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{0,0055 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 32694,08$$

$$Re > 10\ 000$$

Por lo tanto, es régimen turbulento y se aplicó la Ecuación 3.33.

$$P = 6,3 * 1\ 141,49 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \left(14,02 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right)^3 * (0,106 \text{ m})^5$$

$$P = 265,2 \text{ W}$$

Se calculó el tiempo de mezcla a partir de la correlación para el flujo total producido por el impulsor de turbina de 6 palas con las Ecuaciones AXVI.8 y AXVI.9 (McCabe, Smith y Harriott, 2002, p. 282).

$$q_T = 0,92 * n * (d_i)^3 * \frac{D_T}{d_i} \quad [\text{AXVI. 8}]$$

$$t_T = \frac{5 V}{qt} \quad [\text{AXVI. 9}]$$

Donde:

q_T : flujo total producido por el impulsor (m^3/s)

n : n_c velocidad crítica del agitador (rev/s)

t_T : tiempo de mezcla (s)

V : Volumen del tanque (m^3)

Se reemplazaron los valores requeridos en las Ecuaciones AXVI.8 y AXVI.9.

$$q_T = 0,92 * 14,02 \frac{\text{rev}}{\text{s}} * (0,106 \text{ m})^3 * \frac{0,32 \text{ m}}{0,106 \text{ m}} = 0,046 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$t_T = \frac{5 (0,05 \text{ m}^3)}{0,046 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 5,5 \text{ s}$$

Se procedió de la misma manera para el sulfato ferroso e hidróxido de sodio, y los resultados se muestran en la Tabla AXVI.9.

Tabla AXVI.9. Condiciones de agitación en los tanques de soluciones de ácido cítrico, sulfato ferroso e hidróxido de sodio

Parámetro	Tanque de solución de ácido cítrico	Tanque de solución de sulfato ferroso	Tanque de solución de hidróxido de sodio
n_c (r/s)	14,02	1,39	3,85
P (W)	265,2	1,66	2100,59
q_T (m ³ /s)	0,046	0,013	0,474
V (m ³)	0,05	0,15	1,89
t_T (s)	5,5	55	20
t_T (min)	0,09	0,92	0,33

Según Romero (2002), los requerimientos de mezcla para agua residual son de 4 a 8 W/m³ por lo que se consideró un valor promedio y se calculó la potencia requerida para el agitador del tanque de almacenamiento de efluente (p. 316).

$$\text{Requerimiento de mezcla promedio} = \left(\frac{4 + 8}{2} \right) \frac{\text{W}}{\text{m}^3} = 6 \frac{\text{W}}{\text{m}^3}$$

$$P = 6 \frac{\text{W}}{\text{m}^3} * 135 \text{ m}^3 = 810 \text{ W}$$

ANEXO XVII

DIMENSIONAMIENTO DE SISTEMAS DE BOMBEO

En el dimensionamiento de los sistemas de bombeo, se aplicó la Ecuación de Bernoulli para determinar la potencia requerida de la bomba para impulsar los fluidos desde un tanque a otro.

En el presente Anexo, se tomó como ejemplo de cálculo el sistema “Tanque de formación y acondicionamiento del complejo TK-201 (1, punto inicial) – Tanques de reacción y coagulación (2, punto final) R-201 y R-202”.

Debido a que se consideraron 2 líneas de tratamiento y éstas funcionan de manera paralela pero con un desfase de tiempo, el complejo formado en el tanque de formación y acondicionamiento del complejo TK-201 es impulsado por la bomba P-201 primero hacia el Tanque de reacción y coagulación R-201 y luego hacia el Tanque de reacción y coagulación R-202, por lo que el estudio del presente dimensionamiento se realizó individualmente para ambos tanques, y se seleccionó el mayor valor de potencia de la bomba.

Para el dimensionamiento de los demás sistemas de bombeo se realizó un proceso análogo al del ejemplo de cálculo.

Se aplicó la Ecuación 3.34 y a partir de la misma se desarrolló la expresión para el caso del sistema en estudio.

$$\frac{P_1}{\rho * g} + \frac{v_1^2}{2 * g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\rho * g} + \frac{v_2^2}{2 * g} + z_2 + h_{f\text{total } 1 \rightarrow 2}$$

Debido a que los tanques que forman parte de este sistema son atmosféricos, los términos correspondientes a las presiones en los puntos 1 y 2 fueron simplificados; además se despejó el término de H_B correspondiente a la altura de bomba. Se obtuvo la Ecuación AXVII.1

$$H_B = (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2}{2 * g} - \frac{v_1^2}{2 * g} \right) + h_{f \text{ total } 1 \rightarrow 2} \quad [\text{AXVII. 1}]$$

Con la Ecuación de continuidad para líquidos se determinó la velocidad de descarga mediante las Ecuaciones AXVII.2 y AXVII.3 (Mott, 2006, p.3).

$$v_1 * A_1 = v_2 * A_2 \quad [\text{AXVII. 2}]$$

Donde:

v_1 : velocidad en la zona de succión (m/s)

A_1 : área transversal de la tubería en la zona de succión (m²)

v_2 : velocidad en la zona de descarga (m/s)

A_2 : área transversal de la tubería en la zona de descarga (m²)

Se simplificó la Ecuación AXVII.2 y se obtuvo el valor de la velocidad en la zona de descarga mediante la Ecuación AXVII.3.

$$v_1 * \frac{\pi * D_1^2}{4} = v_2 * \frac{\pi * D_2^2}{4}$$

$$v_1 * D_1^2 = v_2 * D_2^2$$

$$v_2 = \frac{v_1 * D_1^2}{D_2^2} \quad [\text{AXVII. 3}]$$

Donde:

D_1 : diámetro de la tubería en la zona de succión (m)

D_2 : diámetro de la tubería en la zona de descarga (m)

Los valores de velocidad se consideraron con base en los valores de velocidades permisibles en la zona de succión y descarga mostrados en la Tabla 3.3 del Capítulo 3. Además se seleccionó el diámetro nominal y el diámetro interno de las tuberías comerciales con base en la disponibilidad en el mercado; dichas dimensiones se muestran en Tabla AXVII.1.

Tabla AXVII.1. Dimensiones de diámetro interno de tuberías comerciales

Tamaño nominal de tubería	Cédula 40		
	DI (pulg.)	DI (mm)	DI (m)
1		26,645	0,027
1 1/2		40,894	0,041
2		52,502	0,053
3		77,927	0,078
4		102,26	0,102
5		128,194	0,128
6		153,975	0,154
8		202,717	0,203
10		254,508	0,255
12		303,255	0,303

(Mills, 1995, p.889)

Por lo tanto, se seleccionó para la tubería de succión un diámetro nominal de tubería de 3 pulg., cédula 40, que corresponde a un diámetro interno de 0,078 m, mientras que para la tubería de descarga un diámetro nominal de tubería de 1 ½ pulg., cédula 40, correspondiente a un diámetro interno de 0,041 m.

$$D_1 = 0,078 \text{ m}$$

$$v_1 = 0,65 \text{ m/s}$$

$$D_2 = 0,041 \text{ m}$$

$$v_2 = \frac{0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 0,078^2 \text{ m}^2}{0,041^2 \text{ m}^2} = 2,36 \text{ m/s}$$

En la Tabla AXVII.2 se muestran las velocidades y dimensiones de la tubería seleccionadas.

Tabla AXVII.2. Velocidades y dimensiones de la tubería para la bomba P-201A

Parámetro	Succión	Descarga
Diámetro nominal (pulg)	3,0	1,5
Cédula	40	40
Diámetro interno (m)	0,078	0,041
Velocidad (m/s)	0,65	2,36

Se determinaron los valores de rugosidad relativa de las tuberías y el número de Reynolds para las zonas de succión y descarga mediante las Ecuaciones 3.36 y 3.37 respectivamente.

Para el caso de estudio, la tubería tanto para la zona de succión como la de descarga fue de PVC cuyo valor de rugosidad absoluta es de $1,5 \times 10^{-6}$ m (Rocha, 2007, p. 74).

- Zona de succión:

$$\frac{\varepsilon}{D_{tb}} = \frac{1,5 \times 10^{-6} \text{ m}}{0,078 \text{ m}} = 2,0 \times 10^{-5}$$

$$Re = \frac{v * \rho * D_{tb}}{\mu} = \frac{0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,078 \text{ m}}{0,0011 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 55\,074,02$$

El valor del número de Reynolds obtenido fue mayor que 4 000 por lo tanto se tiene un régimen de flujo turbulento y para obtener el factor de fricción se utilizó la Figura AXVII.1 donde se representa el diagrama de Moody.

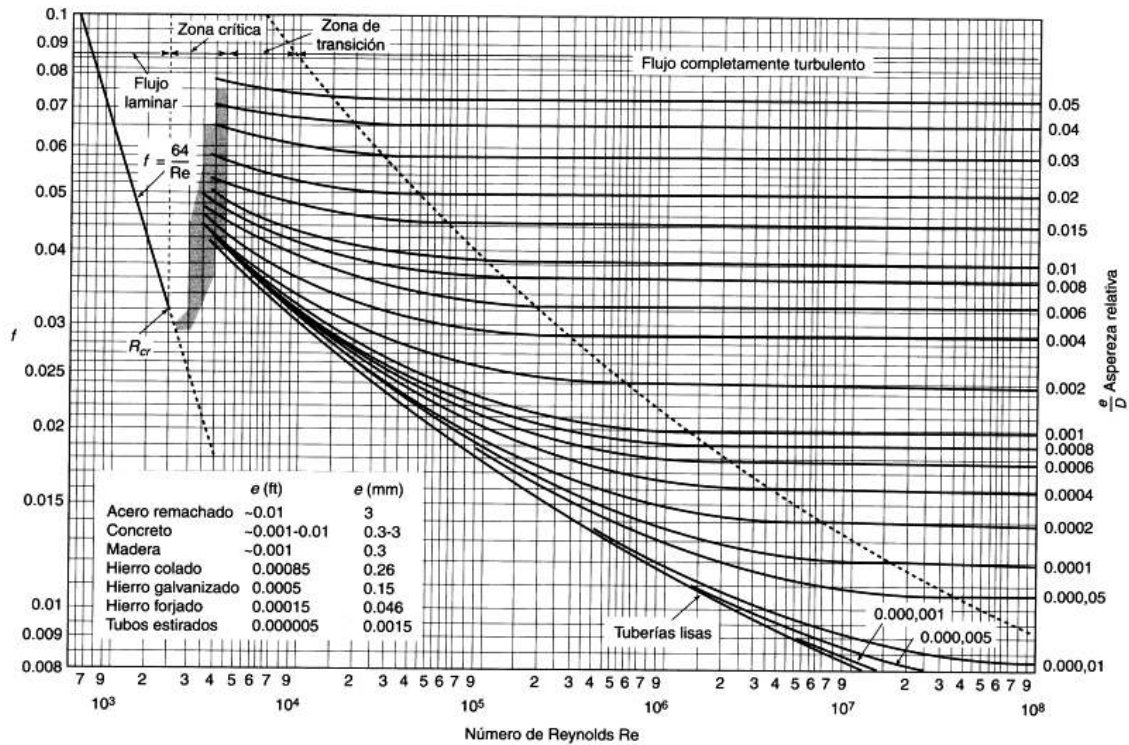


Figura AXVII.1. Diagrama de Moody
(Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p.293)

Por lo tanto:

$$f = 0,021$$

- Zona de descarga:

$$\frac{\epsilon}{D_{tb}} = \frac{1,5 \times 10^{-6} \text{ m}}{0,041 \text{ m}} = 4,0 \times 10^{-5}$$

$$Re = \frac{v * \rho * D_{tb}}{\mu} = \frac{2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}} * 1194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,041 \text{ m}}{0,0011 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 104\ 843,86$$

Como en el caso de la zona de descarga, el valor del número de Reynolds obtenido fue mayor que 4 000, por lo que se obtuvo el valor del coeficiente de fricción. Por lo tanto:

$$f = 0,018$$

Para determinar las pérdidas de carga por las tuberías se consideraron los valores de longitud de tubería para los tramos de succión y descarga, mismos que se determinaron de acuerdo con la distribución de los equipos y el espacio disponible para el sistema complementario de tratamiento.

De la misma manera para calcular las pérdidas de carga por accesorios, se determinaron los accesorios requeridos en las zonas de succión y descarga y se consideraron los respectivos coeficientes de pérdidas de carga mostrados en la Tabla 3.4 del Capítulo 3.

En la Tabla AXVII.3 se detallan los valores de longitud de tuberías y número de accesorios para las zonas de succión y descarga para el sistema.

Tabla AXVII.3. Valores de longitud de tuberías y número de accesorios para el sistema de impulsión de la bomba P-201A

Parámetro	Tanque R-201		Tanque R-202	
	Succión	Descarga	Succión	Descarga
Longitud tubería (m)	1,00	7,21	1,00	11,48
Factor de fricción	0,021	0,018	0,021	0,018
Accesorios				
Cantidad de codos estándar	1	3	1	4
Cantidad de uniones tipo T estándar	2	2	2	2
Cantidad de válvulas de bola	3	2	3	2
Cantidad de válvulas de retención	0	1	0	1

Se reemplazaron los valores de las Tablas AXVII.2 y AXVII.3 para calcular las pérdidas de carga en las tuberías de succión y descarga se calcularon mediante la Ecuación 3.35.

- Zona de succión (común para ambos tanques):

$$h_f = f * \frac{L_{tb}}{D_{tb}} * \frac{v^2}{2 * g}$$

$$h_f = 0,021 * \frac{1 \text{ m}}{0,078 \text{ m}} * \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 0,0057 \text{ m}$$

Las pérdidas de carga por accesorios se calcularon mediante la Ecuación 3.38 y se reemplazaron los valores de coeficientes de pérdida de carga mostrados en la Tabla 3.4.

$$h_{f \text{ acc}} = k * \frac{v^2}{2 * g}$$

Para determinar el valor total de pérdidas de carga en la zona de succión se consideraron las cantidades de los accesorios mostradas en la Tabla AXVII.3 y se agruparon en una sola expresión.

$$h_{f \text{ acc}} = \frac{v^2}{2 * g} * (n_{\text{codos}} * k_{\text{codos}} + n_T * k_T + n_{\text{válv.bola}} * k_{\text{válv.bola}} + k_{\text{salida de tubería}})$$

$$h_{f \text{ acc}} = \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} * (1 * 0,9 + 2 * 1,80 + 3 * 10 + 1 * 1,00)$$

$$h_{f \text{ acc}} = 0,77 \text{ m}$$

- Zona de descarga:

En la zona de descarga, se considera el cálculo de las pérdidas de tubería y por accesorios por separado para los tanques R-201 y R-202.

Para el tanque de reacción y coagulación R-201:

$$h_f = f * \frac{L_{tb}}{D_{tb}} * \frac{v^2}{2 * g}$$

$$h_f = 0,018 * \frac{7,21 \text{ m}}{0,041 \text{ m}} * \frac{\left(2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 0,90 \text{ m}$$

Las pérdidas de carga por accesorios se calcularon mediante la Ecuación 3.38 y se reemplazaron los valores de coeficientes de pérdida de carga mostrados en la Tabla 3.4.

$$h_{f_{acc}} = k * \frac{v^2}{2 * g}$$

Para determinar el valor total de pérdidas de carga en la zona de succión se consideraron las cantidades de los accesorios mostradas en la Tabla AXVII.3 y se agruparon en una sola expresión.

$$h_{f_{acc}} = \frac{v^2}{2 * g} * (n_{\text{codos}} * k_{\text{codos}} + n_T * k_T + n_{\text{válv.bola}} * k_{\text{válv.bola}} + n_{\text{válv.check}} * k_{\text{válv.check}} + k_{\text{entrada de tubería}})$$

$$h_{f_{acc}} = \frac{\left(2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} * (3 * 0,9 + 2 * 1,80 + 2 * 10 + 1 * 2,5 + 1 * 0,5)$$

$$h_{f_{acc}} = 8,33 \text{ m}$$

Para el tanque de reacción y coagulación R-202:

$$h_f = f * \frac{L_{tb}}{D_{tb}} * \frac{v^2}{2 * g}$$

$$h_f = 0,018 * \frac{11,5 \text{ m}}{0,041 \text{ m}} * \frac{\left(2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_f = 1,44 \text{ m}$$

Las pérdidas de carga por accesorios se calcularon mediante la Ecuación 3.38 y se reemplazaron los valores de coeficientes de pérdida de carga mostrados en la Tabla 3.4.

$$h_{f \text{ acc}} = k * \frac{v^2}{2 * g}$$

Para determinar el valor total de pérdidas de carga en la zona de succión se consideraron las cantidades de los accesorios mostradas en la Tabla AXVII.3 y se agruparon en una sola expresión.

$$h_{f \text{ acc}} = \frac{v^2}{2 * g} * (n_{\text{codos}} * k_{\text{codos}} + n_T * k_T + n_{\text{válv.bola}} * k_{\text{válv.bola}} + n_{\text{válv.check}} * k_{\text{válv.check}} + k_{\text{entrada de tubería}})$$

$$h_{f \text{ acc}} = \frac{\left(2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} * (4 * 0,9 + 2 * 1,80 + 2 * 10 + 1 * 2,5 + 1 * 0,5)$$

$$h_{f \text{ acc}} = 8,58 \text{ m}$$

En la Tabla AXVII.4 se muestran los valores obtenidos de las pérdidas de carga por tuberías y accesorios para los tanques de reacción y coagulación R-201 y R-202.

Tabla AXVII.4. Valores de pérdidas de carga por tuberías y accesorios en el sistema de impulsión de la bomba P-201A

Parámetro	Tanque R-201		Tanque R-202	
	Succión	Descarga	Succión	Descarga
Pérdidas de carga por tubería: h_f (m)	0,0057	0,90	0,0057	1,44
Pérdidas de carga por accesorios: $h_{f_{acc}}$ (m)	0,77	8,33	0,77	8,58

Para el cálculo del valor de la altura de bomba se aplicó la Ecuación AXVII.1 y se reemplazaron los valores correspondientes tanto para el tanque R-201 como para R-202.

Los valores de z_1 y z_2 para ambos tanques fueron 1,63 y 4,50 m respectivamente; el primer valor (z_1) se obtuvo considerando de la altura del nivel del líquido en el tanque de formación y condicionamiento del complejo (1,13 m) y la altura de los soportes del tanque con respecto al piso (0,50 m). Por su parte, para el valor (z_2) se obtuvo tomando en cuenta la altura a la que se descarga el fluido en los tanque de reacción y coagulación (3,50 m) y la altura de los soportes de dichos tanques con respecto al piso (1,00 m).

Para el Tanque R-201:

$$H_B = (z_2 - z_1) + \left(\frac{v_2^2}{2 * g} - \frac{v_1^2}{2 * g} \right) + h_{f_{total\ 1 \rightarrow 2}}$$

$$H_B = (4,50 - 1,63) \text{ m} + \left(\frac{\left(2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + (0,0057 \text{ m} + 0,77 \text{ m} + 0,90 \text{ m} + 8,33 \text{ m})$$

$$H_B = 13,14 \text{ m}$$

Para el Tanque R-202:

$$H_B = (4,50 - 1,63) \text{ m} + \left(\frac{\left(2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - \frac{\left(0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + (0,0057 \text{ m} + 0,77 \text{ m} + 1,44 \text{ m} + 8,58 \text{ m})$$

$$H_B = 13,93 \text{ m}$$

Una vez obtenidos los valores de altura de bomba, se calculó la potencia hidráulica para el sistema mediante la Ecuación 3.39.

$$P_{\text{hidráulica}} = H_B * \gamma * Q$$

Al ser un proceso por lotes, se calculó el valor del caudal que debe impulsar la bomba como el producto de la velocidad por el área transversal de la tubería, dicho caudal fue el mismo para los tanques R-201 y R-202.

$$Q = 0,65 \frac{\text{m}}{\text{s}} * \pi * \frac{0,078^2 \text{ m}^2}{4} = 3,1 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Para el Tanque R-201

$$P_{\text{hidráulica}} = 13,14 \text{ m} * \left(1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) * 3,1 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$P_{\text{hidráulica}} = 476,96 \text{ W}$$

Para el Tanque R-202

$$P_{\text{hidráulica}} = 13,93 \text{ m} * \left(1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) * 3,1 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$P_{\text{hidráulica}} = 505,64 \text{ W}$$

Considerando que el sistema es impulsado por una sola bomba P-201 A, se eligió el mayor valor de potencia hidráulica de la bomba para el sistema.

Como se mencionó en el Capítulo 3, se consideró un valor de 70 % de eficiencia para la bomba por lo que se calculó el nuevo valor de potencia mediante la Ecuación 3.40.

$$P_{h,eff} = \frac{P_{hidráulica}}{\text{eficiencia}}$$

$$P_{h,eff} = \frac{505,64 \text{ W}}{0,70}$$

$$P_{h,eff} = 722,35 \text{ W}$$

Adicionalmente se consideró un factor de seguridad para bombas centrífugas del 10 % y se obtuvo un nuevo valor de potencia de la bomba, mediante la Ecuación 3.41.

$$P = 1,1 * P_{h,eff}$$

$$P = 1,1 * 722,35 \text{ W} = 794,58 \text{ W}$$

$$P = 794,58 \text{ W} * \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}} = 1,07 \text{ HP}$$

Se calcularon los valores de TDH para el sistema mediante la Ecuación 3.42, y para lo cual se determinaron los valores de presión de succión y descarga con las Ecuaciones AXVII.4 y AXVII.5.

$$TDH = P_d - P_s$$

$$P_s = (h_{\text{estático}} - h_{ft})_{\text{succión}}$$

[AXVII. 4]

$$P_d = (h_{\text{estático}} + h_{ft})_{\text{descarga}} \quad [\text{AXVII. 5}]$$

$$h_{\text{estático}} = \rho * z \quad [\text{AXVII. 6}]$$

$$h_f = \rho * (h_f + h_{f_{\text{acc}}}) \quad [\text{AXVII. 7}]$$

Donde:

$h_{\text{estático}}$: cabezal estático tanto para la zona de succión y descarga (psi)

$h_{f_{\text{total}}}$: pérdidas de carga por fricción en tuberías y accesorios en la succión y descarga (psi)

ρ : densidad del fluido (lb/pulg³)

z : altura del tanque tanto en la zona de succión como en la descarga (pulg)

Por lo tanto, se empleó la Ecuación AXVII.6 para determinar el valor del cabezal estático para la zona de succión, mientras que para obtener el valor de las pérdidas de carga por fricción en tuberías y accesorios se sumaron los valores reportados en la Tabla AXVII.4 para la zona de succión y se utilizó la Ecuación AXVII.7.

$$h_{\text{estático}} = \rho * z$$

$$h_{\text{estático}} = 1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} * \frac{(2,54 \times 10^{-2})^3 \text{ m}^3}{1 \text{ pulg}} * 1,63 \text{ m} * \frac{\text{pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}$$

$$h_{\text{estático}} = 2,76 \text{ psi}$$

$$h_{f_{\text{total}}} = 1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} * \frac{(2,54 \times 10^{-2})^3 \text{ m}^3}{1 \text{ pulg}} * (0,0057 + 0,77) \text{ m} * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}$$

$$h_{f \text{ total}} = 1,31 \text{ psi}$$

Se remplazaron los valores obtenidos en la Ecuación AXVII.4.

$$P_s = (h_{\text{estático}} - h_{f \text{ total}}) \text{ succión}$$

$$P_s = (2,76 + 1,31) \text{ psi} = 1,45 \text{ psi}$$

Para la zona de descarga se procedió de manera análoga a la zona de succión, sin embargo en este caso se consideró dicho procedimiento para los tanques R-201 y R-202, puesto que presentaron un valor diferente de pérdidas de carga por tubería y accesorios. Por lo tanto, se empleó la Ecuación AXVII.6 para determinar el valor del cabezal estático para la zona de descarga, mientras que para obtener el valor de las pérdidas de carga por fricción en tuberías y accesorios se sumaron los valores reportados en la Tabla AXVII.4 para la zona de descarga. Se utilizó la Ecuación AXVII.7.

- Para el tanque R-201:

$$h_{\text{estático}} = \rho * z$$

$$h_{\text{estático}} = 1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} * \frac{(2,54 \times 10^{-2})^3 \text{ m}^3}{1 \text{ pulg}} * 4,50 \text{ m} * \frac{\text{pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}$$

$$h_{\text{estático}} = 7,63 \text{ psi}$$

$$h_{f \text{ total}} = 1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} * \frac{(2,54 \times 10^{-2})^3 \text{ m}^3}{1 \text{ pulg}} * (0,90 + 8,33) \text{ m} \\ * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}$$

$$h_{f \text{ total}} = 15,65 \text{ psi}$$

Se remplazaron los valores obtenidos en la Ecuación AXVII.4.

$$P_d = (h_{\text{estático}} + h_{f \text{ total}}) \text{ descarga}$$

$$P_d = (7,63 + 15,65) \text{ psi} = 23,29 \text{ psi}$$

- Para el tanque R-202:

$$h_{\text{estático}} = \rho * z$$

$$h_{\text{estático}} = 1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} * \frac{(2,54 \times 10^{-2})^3 \text{ m}^3}{1 \text{ pulg}} * 4,50 \text{ m} * \frac{\text{pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}$$

$$h_{\text{estático}} = 7,63 \text{ psi}$$

$$h_{f \text{ total}} = 1\,194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} * \frac{(2,54 \times 10^{-2})^3 \text{ m}^3}{1 \text{ pulg}} * (1,44 + 8,58) \text{ m} \\ * \frac{1 \text{ pulg}}{2,54 \times 10^{-2} \text{ m}}$$

$$h_{f \text{ total}} = 16,99 \text{ psi}$$

Se remplazaron los valores obtenidos en la Ecuación AXVII.4.

$$P_d = (h_{\text{estático}} + h_{f \text{ total}}) \text{ descarga}$$

$$P_d = (7,63 + 16,99) \text{ psi} = 24,63 \text{ psi}$$

Se calculó el valor de TDH para ambos casos, al igual que en la elección de la potencia de la bomba se escogió el mayor valor.

- Para tanque R-201:

$$\text{TDH} = P_d - P_s$$

$$\text{TDH} = 23,29 - 1,45 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 21,84 \text{ psi}$$

- Para tanque R-202:

$$\text{TDH} = P_d - P_s$$

$$\text{TDH} = 24,63 - 1,45 \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 23,18 \text{ psi}$$

Para determinar el valor de la carga neta de succión positiva disponible NPSH se utilizó la Ecuación 3.43 establecida en el Capítulo 3.

$$\text{NPSH}_D = h_{sp} \pm h_s - h_{fs} - h_{vp}$$

Para determinar la carga de presión estática sobre el fluido en la succión, al tratarse de recipientes atmosféricos, se considera como carga de presión atmosférica (Mott, 2006, p. 416). Se calculó mediante la Ecuación AXVII.8.

$$h_{sp} = \frac{P}{\gamma} \quad [\text{AXVII. 8}]$$

Donde:

h_{sp} : carga de presión estática sobre el fluido en la zona de succión (m)

P: presión (N/m^2)

γ : peso específico del líquido (N/m)

$$h_{sp} = \frac{P}{\gamma} = \frac{83,3 \text{ kPa} * \frac{1000 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1 \text{ kPa}}}{1194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 7,11 \text{ m}$$

$$h_s = 1,63 \text{ m}$$

$$h_{fs} = (0,0057 + 0,71) \text{ m} = 0,715 \text{ m}$$

Para determinar los valores de la carga de presión de vapor se tomó como referencia la presión de vapor del agua a la temperatura ambiental 18 °C, cuyo valor es 2338 N/m², puesto que se puede considerar al complejo como una solución acuosa. Se calculó mediante la Ecuación AXVII.9.

$$h_{vp} = \frac{P_v}{\gamma} \quad \text{[AXVII. 9]}$$

Donde:

h_{sp} : carga de presión de vapor del fluido en la zona de succión (m)

P_v : presión (N/m²)

γ : peso específico del líquido (N/m)

$$h_{vp} = \frac{P_v}{\gamma} = \frac{2338 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{1194,90 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,2 \text{ m}$$

Se calculó el valor de la carga neta de succión positiva disponible, NPSH_D para el sistema.

$$\text{NPSH}_D = h_{sp} + h_s - h_{fs} - h_{vp}$$

$$\text{NPSH}_D = 7,11 \text{ m} + 1,63 \text{ m} - 0,715 \text{ m} - 0,2 \text{ m}$$

$$\text{NPSH}_D = 7,8 \text{ m}$$

Se conoce que el valor de NPSH_D debe ser igual o superior al valor de la NPSH de la bomba que proporcione el fabricante (Perry, 2001, p. 10-31).

En este caso, el valor de NPSH_D resultó ser de 7,8 m, y de acuerdo a la información suministrada por el fabricante, la bomba adquirida tiene un NPSH de hasta 7 m (Pedrollo, 2017). Al ser mayor el valor de NPSH_D que el valor del NPSH del fabricante, se asegura que el sistema no presentará cavitación.

Para todos los sistemas de bombeo, los valores de NPSH_D resultaron ser mayores a los valores de NPSH de las bombas suministradas por los fabricantes.

En la Tabla AXVII.5 se muestran la configuración de los sistemas, el código de la bomba, el tipo de fluido y el caudal que debe impulsar la bomba. Es importante mencionar que cada sistema cuenta con una bomba de respaldo o “*backup*” con las mismas características de la bomba principal.

Tabla AXVII.5. Configuración y características del sistema de bombeo

Sistemas	Punto de partida (1)	Punto de llegada (2)	Código de bomba	Tipo de líquido	Caudal (m ³ /s)
1	Tanque de almacenamiento de agua de proceso	Tanque formación sol. Ácido cítrico	P-101 A/B	Agua	0,0031
		Tanque formación sol. Sulfato ferroso			
		Tanque formación sol. Hidróxido de sodio			
2	Tanque formación sol. ácido cítrico	Tanque formación y acondicionamiento del complejo	P-102 A/B	Solución ácido cítrico	0,0031
3	Tanque formación sol. sulfato ferroso	Tanque formación y acondicionamiento del complejo	P-103 A/B	Solución sulfato ferroso	0,0031

Tabla AXVII.5. Configuración y características del sistema de bombeo (continuación...)

Sistemas	Punto de partida (1)	Punto de llegada (2)	Código de bomba	Tipo de líquido	Caudal (m³/s)
4	Tanque formación sol. hidróxido de sodio	Tanque formación y acondicionamiento del complejo	P-104 A/B	Solución hidróxido de sodio	0,0031
5	Tanque formación y acondicionamiento del complejo	Tanques de reacción y coagulación 1 y 2	P-201 A/B	Mezcla complejo	0,0031
6	Tanque de almacenamiento de efluente	Tanques de reacción y coagulación 1 y 2	P-202 A/B	Agua residual	0,0168
7	Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno	Tanques de reacción y coagulación 1 y 2	P-203 A/B	Solución peróxido de hidrógeno 35% p/p	0,0031
8	Tanque formación sol. Hidróxido de sodio	Tanques de reacción y coagulación 1 y 2	P-204 A/B	Solución hidróxido de sodio	0,0036
9	Sedimentador 1	Tanque de Neutralización 1	P-205 A/B	Agua tratada	0,0031
10	Sedimentador 2	Tanque de Neutralización 2	P-206 A/B	Agua tratada	0,0031
11	Fondo de sedimentadores 1 y 2	Almacenamiento de lodos	P-207 A/B	Lodos con 0,8% p/p de sólidos	0,0332
12	Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico	Tanques de Neutralización 1 y 2	P-208 A/B	Solución de ácido sulfúrico 98% p/p	0,0036

En la Tabla AXVII.6 se muestran los resultados del dimensionamiento de bombas correspondientes a cada sistema. Como se mencionó anteriormente, se escogió, para cada sistema se escogió el mayor valor de potencia de la bomba, al igual que los valores de TDH y NPSHD.

Tabla AXVII.6. Resultados del dimensionamiento de las bombas para la impulsión de fluidos en los sistemas

Sistemas	Código de bomba	Velocidad (m/s)		z ₁ (m)	z ₂ (m)	Perdidas de carga por tubería h _f (m)		Perdidas de carga por accesorios h _{f acc} (m)		Altura de bomba (m)	Potencia (W)	TDH (psi)	NPSH _b (m)
		Succión	Descarga			Succión	Descarga	Succión	Descarga				
1	P-101 A/B	0,65	2,36	4,23	0,80					8,84	411,95	11,87	12,0
					1,10	0,0029	0,51	8,58					
					2,50			8,84					
2	P-102 A/B	0,65	2,36	0,78	1,70	0,0067	1,27	0,77	5,74	8,96	488,29	14,09	7,2
3	P-103 A/B	0,65	2,36	1,08	1,70	0,0063	0,74	0,77	5,74	8,13	475,65	13,68	7,1
4	P-104 A/B	0,65	2,36	2,38	1,70	0,0078	0,33	1,43	5,23	6,58	326,55	9,32	8,9
5	P-201 A/B	0,65	2,36	1,63	4,50	0,0057	0,90	0,77	8,33	13,93	794,58	23,18	7,8
							1,44		8,58				
6	P-202 A/B	0,90	2,04	-5,30	4,50	0,0262	0,24	0,71	6,61	17,88	4 608,76	25,10	12,8
							0,38		6,80				
7	P-203 A/B	0,65	2,36	1,60	4,50	0,0056	0,99	0,51	8,84	14,17	945,03	27,57	7,0
							1,40		9,10				
8	P-204 A/B	0,76	2,76	2,38	4,50	0,0187	1,78	2,01	11,74	18,40	1 068,32	26,63	8,3
							1,81		12,08				

Tabla AXVII.6. Resultados del dimensionamiento de las bombas para la impulsión de fluidos en los sistemas (continuación...)

Sistemas	Código de bomba	Velocidad (m/s)		z ₁ (m)	z ₂ (m)	Perdidas de carga por tubería h _f (m)		Perdidas de carga por accesorios h _{f acc} (m)		Altura de bomba (m)	Potencia (W)	TDH (psi)	NPSH _b (m)
		Succión	Descarga			Succión	Descarga	Succión	Descarga				
9	P-205 A/B	0,65	2,36	1,50	4,10	0,0023	0,61	0,51	5,23	9,22	440,12	12,71	9,2
10	P-206 A/B	0,65	2,36	1,50	4,10	0,0023	1,03	0,51	5,23	9,64	460,24	13,31	9,2
11	P-207 A/B	0,46	1,03	-0,65	0,00	0,0030	0,06	0,30	0,95	2,01	1 034,49	2,81	7,3
						0,0012	1,44		0,95				
12	P-208 A/B	0,76	2,76	0,96	4,10	0,0060	1,84	1,55	11,74	18,63	1 909,11	47,61	4,0
							1,79		11,74				

Adicionalmente, se especificaron las válvulas requeridas en el sistema de impulsión de fluidos.

Se calcularon los coeficientes de descarga de las válvulas de bola y de retención mediante la Ecuación 3.44 y se consideró un factor de seguridad del 20 % para todos los casos.

$$C_V = 1,169 * K_v$$

- Para la válvula de bola, cuyo valor de K es 10.

$$C_V = 1,169 * 10 = 11,69 \text{ gpm/psi}^{0,5}$$

Con el factor de seguridad

$$C_V = 1,2 * \left(11,69 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}} \right) = 14,03 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}$$

- Para la válvula de retención, cuyo valor de K es 2,5.

$$C_V = 1,169 * 2,5 = 2,92 \text{ gpm/psi}^{0,5}$$

Con el factor de seguridad

$$C_V = 1,2 * \left(2,92 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}} \right) = 3,51 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}$$

Para determinar el valor de los coeficientes de descarga de las válvulas de control se aplicó la Ecuación 3.45, y se adicionó un factor de seguridad del 20 %.

Se considera una caída de presión de 10 psi para todos los casos pues es un valor comúnmente usado (Guerra, 2007, p. 188).

$$C_v = 11,6 * F * \sqrt{\frac{G.S}{\Delta P}}$$

- Válvula de control de solución de hidróxido de sodio:

$$C_v = 11,6 * \left(24,21 \frac{m^3}{h}\right) * \sqrt{\frac{1,04}{10 \text{ psi} * \frac{6,894 \text{ kPa}}{1 \text{ psi}}}}$$

$$C_v = 34,49 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}$$

Con el factor de seguridad

$$C_v = 1,2 * \left(34,49 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}\right) = 41,39 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}$$

- Válvula de control de solución de ácido sulfúrico:

$$C_v = 11,6 * \left(13,05 \frac{m^3}{h}\right) * \sqrt{\frac{1,836}{10 \text{ psi} * \frac{6,894 \text{ kPa}}{1 \text{ psi}}}}$$

$$C_v = 24,70 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}$$

Con el factor de seguridad

$$C_v = 1,2 * \left(24,70 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}\right) = 29,64 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}$$

- Válvula de control de efluente proveniente de PTAR:

$$C_v = 11,6 * \left(4,68 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) * \sqrt{\frac{1,0}{10 \text{ psi} * \frac{6,894 \text{ kPa}}{1 \text{ psi}}}}$$

$$C_v = 6,53 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}$$

Con el factor de seguridad

$$C_v = 1,2 * \left(6,53 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}\right) = 7,85 \frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{0,5}}$$

ANEXO XVIII

TIEMPOS DEL PROCESO

Para determinar los tiempos del proceso, se consideró la duración de las etapas de mezcla, reacción, coagulación, sedimentación y neutralización así como los tiempos de bombeo, carga y descarga del contenido de los diferentes tanques.

Para determinar los tiempos de bombeo, se utilizaron los valores de caudal que manejan los sistemas de impulsión, y mediante el volumen de cada reactivo, se determinaron los tiempos involucrados en el bombeo de los fluidos como se muestra en la Ecuación AXVIII.1.

$$\text{tiempo de bombeo} = \frac{\text{Volumen}}{\text{Caudal}} \quad [\text{AXVIII.1}]$$

Para este efecto, se tomó como ejemplo de cálculo el sistema “Tanque de formación y acondicionamiento del complejo (TK-201 – Tanque de reacción y coagulación (R-201)”.

En la Tabla AXVII.5, se muestra el valor del caudal ($0,0031 \text{ m}^3/\text{s}$) que debe impulsar la bomba P- 201 A, y el volumen de complejo que debe impulsar es $0,327 \text{ m}^3$, con dichos datos se utilizó la Ecuación AXVIII.1.

$$\text{tiempo de bombeo} = \frac{0,327 \text{ m}^3}{0,0031 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 105,48 \text{ s}$$

$$\text{tiempo de bombeo} = 105,48 \text{ s} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} = 1,76 \text{ min}$$

En la Tabla AXVIII.1 se muestran los valores de volumen de fluido, caudal que debe impulsar las bombas y los tiempos de bombeo.

Tabla AXVIII.1. Valores de volumen de fluido, caudal y tiempos de bombeo

Sistemas			Código de bomba	Volumen del fluido (m ³)	Caudal (m ³ /s)	Tiempo de bombeo (min)
1	Tanque de almacenamiento de agua de proceso	Tanque formación sol. Ácido cítrico	P-101 A/B	0,0416	0,0031	0,22
		Tanque formación sol. Sulfato ferroso		0,1229		0,66
		Tanque formación sol. Hidróxido de sodio		1,5746		8,47
2	Tanque formación sol. Ácido cítrico	Tanque formación y acondicionamiento del complejo	P-102 A/B	0,0416	0,0031	0,22
3	Tanque formación sol. Sulfato ferroso	Tanque formación y acondicionamiento del complejo	P-103 A/B	0,1229	0,0031	0,66
4	Tanque formación sol. Hidróxido de sodio	Tanque formación y acondicionamiento del complejo	P-104 A/B	0,1622	0,0031	0,87
5	Tanque formación y acondicionamiento del complejo	Tanques de reacción y coagulación 1	P-201 A/B	0,3267	0,0031	1,76
		Tanques de reacción y coagulación 2		0,3267		1,76
6	Tanque de almacenamiento de efluente	Tanques de reacción y coagulación 1	P-202 A/B	18,720	0,0168	18,62
		Tanques de reacción y coagulación 2		18,720		18,62
7	Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno	Tanques de reacción y coagulación 1	P-203 A/B	0,0513	0,0031	0,28
		Tanques de reacción y coagulación 2		0,0513		0,28
8	Tanque formación sol. Hidróxido de sodio	Tanques de reacción y coagulación 1	P-204 A/B	0,6251	0,0036	2,87
		Tanques de reacción y coagulación 2		0,6251		2,87

Tabla AXVIII.1 Valores de volumen de fluido, caudal y tiempos de bombeo (continuación...)

9	Sedimentador 1	Tanque de Neutralización 1	P-205 A/B	18,245	0,0031	98,09
10	Sedimentador 2	Tanque de Neutralización 2	P-206 A/B	18,245	0,0031	98,09
11	Fondo de sedimentador 1	Almacenamiento de lodos	P-207 A/B	1,5558	0,0332	0,78
	Fondo de sedimentador 2			1,5558		0,78
12	Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico	Tanques de Neutralización 1	P-208 A/B	0,0056	0,0036	0,03
		Tanques de Neutralización 2		0,0056		0,03

Por otra parte, se consideró que la descarga del efluente proveniente de los tanques de reacción y coagulación se realizaría por gravedad; de la misma manera que la descarga del efluente tratado que proveniente de los tanques de neutralización.

Para estos casos, primero se obtuvieron los valores de caudal de descarga considerando el área transversal de la tubería de descarga y un valor de velocidad permisible por gravedad en el intervalo de 0,06 a 0,24 m/s (McCabe, Smith y Harriott, 2002, p. 209).

Se consideró una velocidad de 0,15 m/s y un diámetro de tubería de 10 pulg (0,254 m) y se calculó el caudal de descarga cuyo valor es el mismo para ambos casos (descarga desde tanques de reacción y coagulación y tanques de neutralización).

$$Q = 0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}} * \pi * \frac{0,254^2 \text{ m}^2}{4} = 7,6 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Se calcularon los tiempos de descarga de dichos tanques, considerando los respectivos volúmenes, 19,72 m³ de efluente proveniente de uno de los tanques de reacción y coagulación y 18,25 m³ de efluente tratado.

- Para los tanques de reacción y coagulación:

$$\text{tiempo de descarga} = \frac{19,72 \text{ m}^3}{7,6 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 2\,594,73 \text{ s}$$

$$\text{tiempo de descarga} = 2\,594,73 \text{ s} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} = 43,25 \text{ min}$$

- Para los tanques de neutralización:

$$\text{tiempo de descarga} = \frac{18,25 \text{ m}^3}{7,6 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} = 2\,401,32 \text{ s}$$

$$\text{tiempo de descarga} = 2\,401,32 \text{ s} * \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} = 40,0 \text{ min}$$

Una vez obtenidos los tiempos de bombeo y de descarga, junto con los tiempos de mezcla mínimo para la mezcla y disolución de reactivos (calculados en el Anexo XVI); se enlistaron las actividades principales del sistema complementario de tratamiento junto con el tiempo de duración de cada actividad y de las etapas de las mismas.

En la Tabla AXVIII.2 se muestra el detalle de las actividades junto con una descripción y el tiempo de éstas.

Tabla AXVIII.2 Detalle de los tiempos de las actividades de un lote del sistema complementario de tratamiento

Código	Actividad	Etapas de la actividad	Actividad antecesora	Descripción	Tiempo (min)	Tiempo total (min)
a	Almacenamiento efluente	-	-	El efluente proveniente de la PTAR es almacenado el día anterior. La duración de esta actividad es independiente de las demás.	1440,00	1440
b	Pesaje de reactivos	-	-	Los reactivos son llevados desde la bodega y pesados	25,00	25
c	Preparación de soluciones	Llenado de tanques	b	Llenado de tanques con reactivos.	10,00	21
				Bombeo desde TK-101 hacia TK-102	0,22	
				Bombeo desde TK-101 hacia TK-103	0,66	
				Bombeo desde TK-101 hacia TK-104	8,47	
		Mezcla	b	Agitación en tanque TK-102	0,09	
				Agitación en tanque TK-103	0,92	
				Agitación en tanque TK-104	0,33	

Tabla AXVIII.2 Detalle de los tiempos de las actividades de un lote del sistema complementario de tratamiento (continuación...)

d	Etapa de formación y acondicionamiento del complejo	Llenado con soluciones de ácido cítrico y sulfato ferroso	c	Bombeo desde TK-102 hacia tanque TK-201	0,22	67
		Mezcla de soluciones		Bombeo desde TK-103 hacia tanque TK-201	0,66	
		Adición de solución de NaOH		Las soluciones son homogeneizadas.	5,00	
		Mezcla de soluciones		Bombeo desde TK-104 hacia tanque TK-201 Se adiciona solución de NaOH hasta obtener pH=2,8	0,14	
		Adición de solución NaOH		Las soluciones son homogeneizadas.	30,00	
		Mezcla de soluciones		Bombeo desde TK-104 hacia tanque TK-201 Se adiciona solución de NaOH hasta obtener pH=4,5	0,73	
				Las soluciones son homogeneizadas.	30,00	

Tabla AXVIII.2 Detalle de los tiempos de las actividades de un lote del sistema complementario de tratamiento (continuación...)

e	Etapa de reacción	Adición del efluente	d	Bombeo desde TK-202 hacia tanque R-201	18,62	41
		Adición del complejo		Bombeo desde TK-201 hacia tanque R-201	1,76	
		Mezcla de soluciones		Efluente y complejo son homogeneizados.	5,00	
		Adición de peróxido de hidrógeno		Bombeo desde TK-203 hacia tanque R-201	0,28	
		Reacción		Reacción Fenton Modificado	15,00	
f	Etapa de coagulación	Adición de solución de NaOH	e	Bombeo desde TK-104 hacia tanque R-201	2,87	28
		Mezcla		Proceso de coagulación	25,00	
g	Etapa de sedimentación	Llenado con efluente coagulado	f	El sedimentador se llena con el efluente coagulado	43,25	164
		Sedimentación		Proceso de sedimentación	120,00	
		Vaciado de lodos		Bombeo desde fondo de sedimentador hacia almacenamiento de lodos	0,78	

Tabla AXVIII.2 Detalle de los tiempos de las actividades de un lote del sistema complementario de tratamiento (continuación...)

h	Etapa de neutralización	Llenado con efluente básico	g	Bombeo desde S-201 hasta TK-204 El tanque de neutralización es llenado con efluente básico	98,09	156
		Adición de solución de H_2SO_4			0,03	
		Mezcla			18,00	
		Vaciado			40,00	
				Bombeo desde TK-206 hasta TK-204 Se adiciona solución de H_2SO_4 hasta obtener pH=7		
				Proceso de neutralización		
				Descarga del efluente tratado		

Con el fin de determinar el tiempo total de operación para un lote del sistema complementario de tratamiento, se sumaron los tiempos de cada etapa. Para efecto de asegurar la operatividad del sistema complementario de tratamiento, a los tiempos del proceso se les añadió un factor de seguridad del 10% para asegurar su cumplimiento y a su vez evitar fallas técnicas o humanas. Los resultados se muestran en la Tabla AXVIII.3.

Tabla AXVIII.3. Resumen de los tiempos que conllevan las principales actividades y etapas de un lote del sistema complementario de tratamiento

Código Identificación	Actividad/Etapa	Tiempo total (min)	Tiempo total con factor seguridad (min)
a	Almacenamiento efluente	Independiente	Independiente
b	Pesaje de reactivos	25	28
c	Preparación de soluciones	21	23
d	Etapa de formación y acondicionamiento del complejo	67	74
e	Etapa de reacción	41	45
f	Etapa de coagulación	28	31
g	Etapa de sedimentación	164	180
h	Etapa de neutralización	156	172
Tiempo total de tratamiento			553
Tiempo total de tratamiento (h)			9,22

El tiempo total de tratamiento de un lote resultó ser de 553 min, lo que representa una duración de 9,22 h.

Al tener que tratar una cantidad de 6 lotes diarios, el proceso no podría desarrollarse en el transcurso de 24 horas con una única línea de tratamiento. Ante este problema, se planteó la posibilidad de aumentar el volumen de efluente

a tratar, sin embargo esto no fue posible, porque hubiese implicado un aumento en la capacidad de los equipos y mayor espacio para la implementación del sistema complementario de tratamiento.

Es por estas razones y con el objetivo de optimizar la operación del sistema complementario de tratamiento, se contempló la implementación de 2 líneas de tratamiento, desde la etapa de reacción hasta la neutralización.

.

ANEXO XIX

ANÁLISIS ECONÓMICO

AXIX.1. COSTOS DIRECTOS

Los costos directos del sistema complementario de tratamiento representan los costos de los equipos principales y secundarios. Dichos costos se obtuvieron con base en el diseño de los equipos y las respectivas cotizaciones en el mercado nacional.

En la Tabla AXIX.1 se muestran los costos de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento.

Tabla AXIX.1. Costos de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento

Equipo	Cantidad	Costo Unitario Equipo (USD)	Costo Unitario Soporte (USD)	Costo Unitario equipo y soporte (USD)	Costo Total (USD)
Tanque de formación y acondicionamiento del complejo	1	880,00	280,00	1 160,00	1 160,00
Tanque de reacción y coagulación	2	3 980,00	650,00	4 630,00	9 260,00
Sedimentador	2	11 012,98	-	-	22 025,96
Tanque de Neutralización	2	19 810,00	5 107,00	24 917,00	49 834,00
Subtotal					82 279,96
IVA 12 %					9 873,59
Total costo de equipos principales					92 153,55

(M.I.R CONSTRUCCIONES, 2017; METALMEG, 2017)

En la Tabla AXIX.2 se muestra el costo parcial de los equipos secundarios (tanques de preparación y almacenamiento de soluciones, efluente y agua de proceso respectivamente).

Tabla AXIX.2. Costos de los equipos secundarios del sistema complementario de tratamiento

Equipo	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo soporte (USD)	Costo Total (USD)
Tanque de sol. Ácido cítrico	1	480,00	170,00	650,00
Tanque de sol. Sulfato ferroso	1	575,00	190,00	765,00
Tanque de sol. Hidróxido de sodio	1	2 550,00	600,00	3 150,00
Tanque de almacenamiento del efluente	1	6 073,56	-	6 073,56
Tanque de almacenamiento de agua de proceso	1	5 930,00	-	5 930,00
Tanque peróxido de hidrógeno	1	1 250,00	-	1 250,00
Tanque de ácido sulfúrico	1	2 546,00	-	2 546,00
Subtotal				20 364,56
IVA 12 %				2 443,75
Total costo de equipos secundarios				22 808,31

(M.I.R CONSTRUCCIONES, 2017; PLASTIMET, 2017; ENERGOS, 2017)

Parte de los equipos secundarios lo conforman los agitadores de los tanques y las bombas del sistema de impulsión. El costo de los agitadores incluye tablero eléctrico, motor y motoreductor (ENERGOS, 2017).

En la Tabla AXIX.3 se muestran los costos de agitadores y bombas del sistema complementario de tratamiento.

Tabla AXIX.3. Costos de agitadores y bombas del sistema complementario de tratamiento

Equipo		Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Sistema de agitación del tanque de sol. de ácido cítrico		1	2 058,50	2 058,50
Sistema de agitación del tanque de sol. de sulfato ferroso		1	1 874,50	1 874,50
Sistema de agitación del tanque de sol. de hidróxido de sodio		1	4 140,00	4 140,00
Sistema de agitación del tanque de formación y acondicionamiento del complejo		1	1 817,00	1 817,00
Sistema de agitación del tanque de almacenamiento de efluente		1	5 520,00	5 520,00
Sistema de agitación de tanques de reacción y coagulación		2	36 800,00	73 600,00
Sistema de agitación de tanques de neutralización		2	34 500,00	69 000,00
Sistema de bombeo 1	P-101 A/B	2	290,00	580,00
Sistema de bombeo 2	P-102 A/B	2	290,00	580,00
Sistema de bombeo 3	P-103 A/B	2	290,00	580,00
Sistema de bombeo 4	P-104 A/B	2	290,00	580,00
Sistema de bombeo 5	P-201 A/B	2	290,00	580,00
Sistema de bombeo 6	P-202 A/B	2	1 300,00	2 600,00
Sistema de bombeo 7	P-203 A/B	2	1 100,00	2 200,00
Sistema de bombeo 8	P-204 A/B	2	290,00	580,00
Sistema de bombeo 9	P-205 A/B	2	290,00	580,00
Sistema de bombeo 10	P-206 A/B	2	290,00	580,00
Sistema de bombeo 11	P-207 A/B	2	1 700,00	3 400,00

Tabla AXIX.3. Costos de agitadores y bombas del sistema complementario de tratamiento (continuación...)

Equipo		Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Sistema de bombeo 12	P-208 A/B	2	290,00	580,00
Subtotal				171 430,00
IVA 12%				20 571,60
Total				192 001,60

(ENERGOS, 2017; IMPEX, 2017)

En la Tabla AXIX.4 se muestran los costos de las tuberías, válvulas y accesorios del sistema de bombeo.

Tabla AXIX.4. Costo total de accesorios del sistema complementario de tratamiento

Parámetro	Especificación	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Tuberías	PVC 3 pulg. 6m	2	38,40	76,80
	PVC 6 pulg. 6m	1	204,00	204,00
	PVC 12 pulg. 6m	1	429,00	429,00
	PVC 1 ½ pulg. 6m	15	27,90	418,50
	PVC 4 pulg. 6m	3	49,20	147,60
	PVC 8 pulg. 6m	3	275,00	825,00
	PVC 10 pulg. 6 m	1	352,00	352,00
	Acero inoxidable 3 pulg. 6m	1	127,11	127,11
	Acero inoxidable 1 ½ pulg. 6m	2	48,6	97,20
Válvulas	Tipo bola 3 pulg	45	108,00	4 860,00
	Tipo bola 6 pulg	2	238,00	476,00
	Tipo bola 12 pulg	4	546,28	2185,12
	Tipo bola 1 ½ pulg	31	22,00	682,00
	Tipo bola 4 pulg	4	128,00	512,00
	Tipo bola 8 pulg	2	396,00	792,00
	Tipo bola 10 pulg	4	470,00	1880,00
	Tipo check 1 ½ pulg	20	42,00	840,00

Tabla AXIX.4. Costo total de accesorios del sistema complementario de tratamiento (continuación...)

Parámetro	Especificación	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Válvulas	Tipo check 4 pulg.	2	128,00	256,00
	Tipo check 8 pulg.	2	396,00	792,00
	De pie 6 pulg.	1	315,89	315,89
Codo estándar	Codo estándar 3 pulg	16	10,35	165,60
	Codo estándar 6 pulg	2	52,67	105,34
	Codo estándar 12 pulg	4	397,00	1 588,00
	Codo estándar 1 ½ pulg	49	3,85	188,65
	Codo estándar 4 pulg	8	16,14	129,12
	Codo estándar 8 pulg	4	398,00	1 592,00
Unión tipo T estándar	T estándar 3 pulg	23	12,80	294,40
	T estándar 6 pulg	1	67,79	67,79
	T estándar 12 pulg	2	587,69	1 175,38
	T estándar 1 ½ pulg	15	4,20	63,00
	T estándar 4 pulg	2	21,80	43,60
	T estándar 8 pulg	1	398,00	398,00
Filtro	Filtro tubería 3 pulg.	2	358,70	717,40
Manómetros	Manómetros de hasta 100 psi	48	5,35	256,80
Subtotal				23 053,30
IVA 12%				2 766,40
Total				25 819,70

(ACERIEGO, 2017; FERRO ACEROS, 2017; KYWI S.A., 2017)

En la Tabla AXIX.5 se muestran los costos del sistema de control compuesto por sensores de pH y nivel, válvulas de control tipo bola de 3 pulg., y un tablero de control de tipo PLC (DABULITSA S.A., 2017).

Tabla AXIX.5. Costo total del sistema de control

Equipo	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo Total (USD)
Sensores de pH	5	1 650,00	8 250,00
Sensores de nivel	3	550,00	1 650,00
Válvulas de control de bola	3	1 050,00	3 150,00
Tablero de control PLC	1	1 750,00	1 750,00
Subtotal			14 800,00
IVA 12%			1 776,00
Total			16 576,00

(DABULITSA S.A., 2017)

En la Tabla AXIX.6 se muestran los costos de construcción del almacenamiento de lodos, 2 bodegas para almacenamiento de reactivos y el costo del galpón con cerramiento metálico e infraestructura requerida en el sistema complementarios de tratamiento.

Tabla AXIX.6. Costos de construcción e infraestructura

Estructura	Costo Total (USD)
Almacenamiento de lodos	7 881,14
Bodega 1	8 977,74
Bodega 2	6 275,94
Galpón con cerramiento metálico e infraestructura	59 011,25
Total (incluye IVA)	82 146,07

(Tamayo, 2017)

Se calculó el costo de mantenimiento como el 10 % del costo directo total del sistema complementario de tratamiento (Sinnott, 2005, p.262).

$$\text{Costo directo} = (92\,153,55 + 22\,808,31 + 192\,001,60 + 25\,819,70 + 16\,576,00 + 82\,146,07) \text{ USD}$$

$$\text{Costo directo} = 431\,505,23 \text{ USD}$$

Costo mantenimiento = $431\,505,23 * 0,10 = 43\,150,52$ USD

AXIX.2. COSTOS OPERATIVOS

Los costos operativos del sistema complementario de tratamiento representan los costos de insumos, energía y agua.

En la Tabla AXIX.7 se muestran los costos de reactivos requeridos en el sistema complementario de tratamiento, es importante recordar que las cantidades de los insumos fueron calculadas en los anexos previos. La mayor parte de los reactivos son de importación a excepción del ácido sulfúrico suministrado por una empresa nacional. Los insumos de importación al ser requeridos por la empresa pública EPMAPS, están exentos del pago de tributos al comercio exterior según lo estipulado en el Artículo 125 de la Resolución Nro. SENAE-DGN-2012-0149-RE emitida por la Dirección General del Servicio de Aduana del Ecuador (Aduana del Ecuador, 2012).

Tabla AXIX.7. Costos de reactivos requeridos para el tratamiento

Insumo	Cantidad Por lote (kg)	Cantidad Mensual (kg)	Costo/kg (USD)	Costo total (USD)
Ácido cítrico monohidratado	24,60	4 428,89	0,91	4 030,29
Sulfato ferroso heptahidratado	32,57	5 863,43	0,05	293,17
Hidróxido de sodio	31,49	5 668,51	0,85	4 818,23
Peróxido de hidrógeno (50 % p/p)	71,71	12 907,05	0,22	2 839,55
Ácido sulfúrico* (98 % p/p)	10,26	1 847,67	0,56	1 034,70
TOTAL				13 015,94

(Alibaba, 2017; QUIMPAC, 2017*)

El costo de energía eléctrica por kilovatio hora para la industria es de 0,088 USD, por lo que este valor fue considerado para determinar el costo de energía (ARCONEL, 2017). La energía consumida fue determinada por el consumo energético de bombas y agitadores requeridos en el sistema complementario de tratamiento. En la Tabla AXIX.8 se muestran los requerimientos de energía de cada equipo y el costo.

Tabla AXIX.8 Costos energéticos del sistema complementario de tratamiento

Equipo	Potencia (kW-h)	Costo/ kW-h (USD)	Costo total diario (USD)	Costo total mensual (USD)
Agitadores	390,85	0,088	34,39	1 031,70
Bombas	27,56		2,43	72,90
Total				1 104,60

El costo del metro cúbico de agua es de 0,72 USD, este valor fue considerado para determinar el costo de agua de proceso (EPMAPS, 2017). El requerimiento mensual de agua para el proceso fue de 171,32 m³ sin embargo se consideró una cantidad adicional del 50 % de la estipulada para limpieza de equipos, lo que representa una cantidad de 85,66 m³ para dicho efecto, por lo tanto el costo de agua se calculó para un valor de 257 m³. En la Tabla AXIX.9 se muestra el requerimiento mensual de agua de proceso y su costo.

Tabla AXIX.9 Costo de requerimiento de agua del sistema complementario de tratamiento

Requerimiento	Cantidad (m ³)	Costo/ m ³ (USD)	Costo total mensual (USD)
Agua de proceso	257	0,72	185,04
Total			185,04

Se determina el costo mensual de tratamiento por m³ de efluente tratado a partir de los costos operativos como reactivos, energía y agua. Dicho valor se obtuvo mediante la Ecuación AXIX.1.

$$\text{Costo}_T = \frac{\text{Costo}_i}{Q} \quad [\text{AXIX. 1}]$$

Donde:

Costo_T : costo de tratamiento (USD/m³)

Costo_i : costo operativo (USD)

Q: caudal del efluente (m³/día)

$$\text{Costo}_T = \frac{\text{Costo}_i \frac{\text{USD}}{\text{mes}} * \frac{\text{mes}}{30 \text{ días}}}{112,32 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$\text{Costo}_T = \frac{(\text{costo reactivos} + \text{costo energía} + \text{costo agua}) \frac{\text{USD}}{\text{mes}} * \frac{\text{mes}}{30 \text{ días}}}{112,32 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$\text{Costo}_T = \frac{(13\,015,94 + 1\,104,60 + 185,04) \frac{\text{USD}}{\text{mes}} * \frac{\text{mes}}{30 \text{ días}}}{112,32 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$\text{Costo}_T = \frac{(14\,305,59) \frac{\text{USD}}{\text{mes}} * \frac{\text{mes}}{30 \text{ días}}}{112,32 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$\text{Costo}_T = 4,25 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3}$$

El costo de tratamiento por metro cúbico de efluente es de 4,25 USD.

AXIX.4. ANÁLISIS COSTO BENEFICIO

El análisis costo beneficio se estableció mediante la relación del total del costo anual de mantenimiento y operación del sistema complementario de tratamiento y el valor de las multas por incurrir en una infracción ambiental grave.

Se calculó el valor del costo operativo anual como el producto del costo operativo mensual y los meses del año.

$$\text{Costo operativo anual} = 14\,305,59 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} * \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} = 171\,667,02 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

Para el costo de las multas se tomó como referencia el salario mínimo unificado tiene un valor de 375,00 USD según el Acuerdo Ministerial No. MDT-2016 0300 (Ministerio del Trabajo, 2016).

Por lo tanto, se calculó el costo de la multa de acuerdo al Código Orgánico del Ambiente.

$$\text{Costo multa} = 200 * 375,00 \text{ USD} = 75\,000,00 \text{ USD}$$

Se calculó el costo de la multa de acuerdo al Código Orgánico Integral Penal.

$$\text{Costo multa} = 1000 * 375,00 \text{ USD} = 375\,000,00 \text{ USD}$$

En caso de aplicarse ambas multas, el costo total de multas sería:

$$\text{Costo multa} = 75\,000,00 \text{ USD} + 375\,000,00 \text{ USD} = 450\,000,00 \text{ USD}$$

La relación costo beneficio se obtuvo como el cociente entre los beneficios, que en este caso representan los costos de las multas y los costos anuales operativos y de mantenimiento. Se calculó la relación costo beneficio mediante la Ecuación AXIX.2.

$$\text{Relación costo beneficio} = \frac{\text{Beneficios}}{\text{Costos}} \quad [\text{AXIX. 2}]$$

$$\text{Relación costo beneficio} = \frac{450\,000,00 \text{ USD}}{43\,150,52 \text{ USD} + 171\,667,02 \text{ USD}}$$

$$\text{Relación costo beneficio} = \frac{450\,000,00 \text{ USD}}{214\,817,54 \text{ USD}}$$

$$\text{Relación costo beneficio} = 2,10$$

La relación costo beneficio para el sistema complementario de tratamiento resultó de 2,10.

ANEXO XX

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

AXX.1. CONCLUSIONES

- El tratamiento de 112,32 m³/día de efluente proveniente de la PTAR del barrio Chaquibamba, parroquia Guayllabamba contempló la implementación un sistema complementario de tratamiento mediante la aplicación de un proceso de oxidación avanzada de tipo discontinuo con un total de 6 lotes diarios.
- Con el objetivo de procesar todo el caudal, aprovechar el espacio físico limitado y optimizar el proceso, se decidió incorporar 2 líneas de tratamiento en las cuales se procesan 3 lotes respectivamente.
- El diseño del sistema complementario de tratamiento está formado por 5 etapas principales que son etapas: formación y acondicionamiento del complejo, reacción, coagulación, sedimentación y neutralización, mismas que permiten obtener un efluente apto para la descarga a un cuerpo de agua dulce.
- La duración de cada lote fue de 9,22 h, y la duración de todo el proceso fue de 19 h y 30 min.
- El costo de tratamiento por metro cúbico de efluente es de 4,25 USD.
- La relación costo beneficio del sistema complementario de tratamiento fue de 2,1.

AXX.2. RECOMENDACIONES

- Caracterizar los lodos provenientes de la sedimentación, pues se podría darles un valor agregado o someterlos a un proceso para recuperar el hierro presente.
- Evaluar la posibilidad de reutilización del efluente para su aprovechamiento en actividades agrícolas.