

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

“DISEÑO DE UN SISTEMA COMPLEMENTARIO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE ORIGEN DOMÉSTICO MEDIANTE LA APLICACIÓN DE UN PROCESO DE OXIDACIÓN AVANZADA Y UN SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS”

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

ALISBA ESTEFANÍA CAJAS OÑA
alisba.cajas@epn.edu.ec

DIRECTOR: ING. PAUL VARGAS JENTZSCH, PhD.
paul.vargas@epn.edu.ec

CO-DIRECTOR: ING. MARCELO SALVADOR, MSc.
marcelo.salvadorq@epn.edu.ec

Quito, julio 2018

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

DECLARACIÓN

Yo, Alisba Estefanía Cajas Oña, 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 incluye 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.

Alisba Estefanía Cajas Oña

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por, Alisba Estefanía Cajas Oña bajo mi supervisión.

Ing. Paul Vargas, PhD

DIRECTOR DE PROYECTO

Ing. Marcelo Salvador, Msc

CODIRECTOR DE PROYECTO

AUSPICIO

El presente proyecto de titulación contó con el auspicio financiero 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”, que se ejecuta en el Departamento de Ciencias Nucleares.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios por las bendiciones recibidas a lo largo de mi vida y por la perseverancia otorgada para alcanzar este importante logro.

A mis padres, Manual Cajas y Mery Oña, quienes con su amor y apoyo incondicional me han impulsado a cumplir mis metas y a proponerme nuevos retos.

A mi querido hermano Anthony, quien con sus ocurrencias ha logrado hacerme sonreír en cada instante de mi vida.

A mi tía Tania, quien en varias ocasiones me ha motivado y ha dado consejos para no rendirme y seguir esforzándome por este objetivo, especialmente los primeros semestres de mi vida universitaria.

A toda mi familia, tíos, primos y abuelitos, quienes han estado presentes durante mi formación personal y profesional.

A mi director de tesis, Dr. Paul Vargas y mi codirector, Ing. Marcelo Salvador, quienes han sido el apoyo y la guía para el desarrollo y culminación de este trabajo.

A todos los profesores que a lo largo de la carrera, han compartido sus conocimientos y me han motivado a ejercer esta profesión con ética y responsabilidad.

A todas las personas que conforman el Departamento de Ciencias Nucleares, especialmente a quienes me dieron la oportunidad de realizar este trabajo, Ing. William Villacís y Dra. Florinella Muñoz.

A mis amigos y amigas, por las risas, alegrías, aventuras y momentos compartidos.

Gracias a estas personas, hoy he podido culminar esta etapa de mi vida. Mi infinito agradecimiento a todos ustedes.

DEDICATORIA

A mis amados padres, el motor y el impulso de mi vida. Este logro lo comparto con ustedes.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
1. JUSTIFICACIÓN	1
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	6
2.1. Localización del sistema complementario de aguas residuales (Fenton modificado) y del sistema de recuperación de biogás	6
2.1.1. Macrolocalización	7
2.1.2. Microlocalización	7
2.2. Descripción del proceso	8
2.2.1. Sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (Fenton modificado con EDTA)	8
2.2.2. Sistema de recuperación de biogás	12
3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN	19
3.1. Criterios de diseño para el dimensionamiento de los equipos principales	19
3.1.1. Sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (Fenton modificado con EDTA)	19
3.1.2. Sistema de recuperación de biogás	28
3.2. Criterios de diseño para la selección de los equipos secundarios	29
3.2.1. Sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (Fenton modificado con EDTA)	29
3.2.2. Sistema de recuperación de biogás	31
3.3. Elaboración de los diagramas BFD, PFD, P&ID, disposición en planta (Layout) y planos de elevación (vistas)	36
4. DISEÑO DE LA PLANTA	37
4.1. Sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (Fenton modificado con EDTA)	37
4.1.1. Diagramas de bloques (BFD) y diagrama de flujo (PFD)	37
4.1.1.1. Diagrama de bloques (BFD)	37
4.1.1.2. Diagrama de flujo (PFD)	38
4.1.2. Balance de masa	42
4.1.3. Planificación de la producción	43

4.1.4. Balance de energía	48
4.1.5. Disposición en planta (Layout) y planos de elevación (vistas)	48
4.1.5.1. Disposición en planta (Layout)	48
4.1.5.2. Planos de elevación	51
4.1.6. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	59
4.1.7. Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos	68
4.1.7.1. Dimensionamiento de los equipos propuestos	68
4.1.7.2. Especificaciones de los equipos propuestos	71
4.2. Proceso de recuperación de biogás	84
4.2.1. Diagramas de bloques BFD y diagrama de flujo PFD	84
4.2.1.1. Diagrama de bloques BFD	84
4.2.2.2. Diagrama de flujo PFD	84
4.2.2. Balance de masa	86
4.2.3. Planificación de la producción	86
4.2.4. Balance de energía	88
4.2.5. Disposición en planta (Layout) y planos de elevación (vistas)	89
4.2.5.1. Disposición en planta (Layout)	89
4.2.5.2. Planos de elevación	92
4.2.6. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	98
4.2.7. Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos	102
4.2.7.1. Dimensionamiento de los equipos propuestos	102
4.2.7.2. Especificaciones de los equipos propuestos	103
5. EVALUACIÓN ECONÓMICA	108
5.1. Costo directo	108
5.2. Costo indirecto	110
5.3. Costo operativo	111
5.4. Análisis costo-beneficio	114
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	117
ANEXOS	133

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Composición teórica del biogás	14
Tabla 4.1.	Balance de masa en el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	42
Tabla 4.2.	Tiempo total de operación para el tratamiento de un lote de efluente	46
Tabla 4.3.	Temperaturas de operación y de diseño de los equipos que conforman el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	48
Tabla 4.4.	Dimensiones de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	68
Tabla 4.5.	Presiones de operación y de diseño de los equipos principales	69
Tabla 4.6.	Especificaciones de las tuberías y sistema de bombeo para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	69
Tabla 4.7.	Especificaciones de las tuberías y válvulas del sistema de bombeo para la alimentación de los reactivos (complejo, H ₂ O ₂ y H ₂ SO ₄)	71
Tabla 4.8.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento del efluente	72
Tabla 4.9.	Hoja de especificación del reactor batch	73
Tabla 4.10.	Hoja de especificaciones del tanque de sedimentación	74
Tabla 4.11.	Hoja de especificaciones del tanque de neutralización	75
Tabla 4.12.	Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento del complejo	76
Tabla 4.13.	Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento de H ₂ O ₂	77
Tabla 4.14.	Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento de NaOH	78
Tabla 4.15.	Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento de H ₂ SO ₄	79

Tabla 4.16.	Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento agua	80
Tabla 4.17.	Hoja de especificaciones bomba centrífuga 1	81
Tabla 4.18.	Hoja de especificaciones bomba centrífuga 2	82
Tabla 4.19.	Hoja de especificaciones bomba centrífuga 3	83
Tabla 4.20.	Balance de masa en el proceso de recuperación de biogás	86
Tabla 4.21.	Temperaturas de operación de los equipos que conforman el sistema de recuperación de biogás	88
Tabla 4.22.	Calor que se transfiere en la etapa de condensación	89
Tabla 4.23.	Calor que se transfiere en el gasómetro para enfriamiento de biogás	89
Tabla 4.24.	Dimensiones de los equipos principales y secundarios del sistema de recuperación de biogás	102
Tabla 4.25.	Presiones de operación y de diseño de los equipos principales del sistema de recuperación de biogás	102
Tabla 4.26.	Hoja de especificación del soplador	104
Tabla 4.27.	Hoja de especificación del gasómetro de almacenamiento de biogás	105
Tabla 4.28.	Hoja de especificación del compresor de impulsión de biogás	106
Tabla 4.29.	Hoja de especificación microgenerador de energía a biogás	107
Tabla 5.1.	Costo directo para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	109
Tabla 5.2.	Costo directo para el sistema de recuperación de biogás	109
Tabla 5.3.	Costo indirecto mensual por pago de salarios	110
Tabla 5.4.	Costo de operación mensual del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	112
Tabla 5.5.	Costo de implementación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	112
Tabla 5.6.	Costo de operación mensual del sistema de recuperación de biogás	113
Tabla 5.7.	Costo de implementación del sistema de recuperación de biogás	113

Tabla 5.8.	Análisis costo beneficio para diseño del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	116
Tabla AI.1.	Densidad del efluente doméstico de la PTAR del barrio Ubillús a 18 °C	134
Tabla AI.3.	Composición del biogás	158
Tabla AI.4.	Composición del biogás a condiciones de 18 °C y 0,72 atm	162
Tabla AI.5.	Composición de biogás posterior a la etapa de purificación a condiciones de 18 °C y 0,72 atm	165
Tabla AI.6.	Composición del biogás, posterior al proceso de condensación	169
Tabla AI.7.	Composición de los gases de combustión	175
Tabla AIV.1.	Dimensiones, potencia y tipos del tipo de agitador de los equipos propuestos	221
Tabla AIV.2.	Velocidades permisibles de succión y descarga para el diseño de tuberías	222
Tabla AIV.3.	Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento de efluente (TK-101) con los reactores	227
Tabla AIV.4.	Accesorios y constante K presentes en la tubería, tanque (TK-101)- reactores	228
Tabla AIV.5.	Especificaciones de las tuberías que conectan al tanque (TK-101)–reactores	234
Tabla AIV.6.	Especificaciones, pérdidas por fricción y por accesorios de la tubería que conecta (TK-101) con los reactores (R-102A y R-102B)	238
Tabla AIV.7.	Especificaciones de la bomba (P-102)	238
Tabla AIV.8.	Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento del complejo (TK-102) con los reactores	239
Tabla AIV.9.	Accesorios y constante K presentes en la tubería, tanque de almacenamiento del complejo (TK-102) – reactores	239
Tabla AIV.10.	Especificaciones de las tuberías que conectan al tanque (TK-102) con los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B)	240

Tabla AIV.11.	Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta al tanque de almacenamiento de H ₂ O ₂ (TK-103) con los reactores	240
Tabla AIV.12.	Accesorios y constante K presentes en la tubería, tanque de almacenamiento de H ₂ O ₂ (TK-103) - reactores	241
Tabla AIV.13.	Especificaciones de las tuberías que conectan al tanque (TK-103) con los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B)	241
Tabla AIV.14.	Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento de NaOH (TK-104) – reactores	242
Tabla AIV.15.	Accesorios y constante K presentes en la tubería tanque de almacenamiento de NaOH (TK-104) - reactores	242
Tabla AIV.16.	Especificaciones de las tuberías que conectan al tanque (TK-104) –reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B)	243
Tabla AIV.17.	Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque (TK-107) con el tanque de neutralización (TK-105)	247
Tabla AIV.18.	Accesorios y constante K presentes en la tubería tanque (TK-107) - tanque de neutralización (TK-105)	247
Tabla AIV.19.	Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta los reactores (R-101A y R-101B) con los tanques de sedimentación	249
Tabla AIV.20.	Accesorios y constante K presentes en la tubería, reactores (R-101A y R-101B) -tanques de sedimentación	250
Tabla AIV.21.	Especificaciones de la tubería y las pérdidas por fricción y accesorios en la tubería que conecta los reactores (R-101A y R-101B) con los tanques de sedimentación	254
Tabla AIV.22.	Especificaciones de las bombas (P-105 y P-106)	257
Tabla AIV.23.	Parámetros para el dimensionamiento de las tuberías que conectan los tanques de sedimentación (S-101 A/B) con los tanques (TK-105 y TK-106)	257
Tabla AIV.24.	Accesorios y constante K presentes en las tuberías, tanques de sedimentación (S-101 A y S-101 B) - tanques (TK-105 y TK-106)	260

Tabla AIV.25.	Especificaciones de la tubería y las pérdidas por fricción y accesorios de la tubería que conecta (S-101) con los tanques (TK-105 y TK-106)	262
Tabla AIV.26.	Dimensionamiento de las bombas (P-109 y P-111)	265
Tabla AIV.27.	Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conectan al tanque de agua (TK-108) con tanque del complejo (TK-102)	266
Tabla AIV.28.	Accesorios y constante K presentes en la tubería, tanque (TK-108) - tanque de almacenamiento del complejo (TK-102)	267
Tabla AIV.29.	Especificaciones de la tubería y las pérdidas por fricción y accesorios de la tubería que conecta el tanque (TK-108) con el tanque (TK-102)	270
Tabla AIV.30.	Coefficiente de flujo de la válvula (Cv) para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	271
Tabla AIV.31.	Propiedades técnicas de los pellets de óxido de hierro	286
Tabla V.1.	Presiones de operación y de diseño de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	295
Tabla AV.2.	Presiones de operación y de diseño de los equipos principales del sistema de recuperación de biogás	296
Tabla AV.3.	Carga dinámica total (TDH) de los equipos de impulsión del biogás	298
Tabla AVI.1.	Temperatura máxima de operación y de diseño de los equipos que conforman el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	300
Tabla AVI.2.	Temperaturas de operación de los equipos que conforman el sistema de recuperación de biogás	300
Tabla AVII.1.	Volumen, caudal y tiempo de bombeo para el transporte del efluente y reactivos, sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	302
Tabla AVII.2.	Volumen, caudal y tiempo de bombeo para el transporte de los reactivos, sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	303
Tabla AVII.3.	Tiempo necesario para el desarrollo de las etapas de tratamiento del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	303

Tabla AVII.4.	Tiempo de operación total para el tratamiento de un lote de efluente	304
Tabla AIX.1.	Precio de compra de los equipos para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	308
Tabla AIX.2.	Costo total de tuberías y accesorios para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	309
Tabla AIX.3.	Costo total de válvulas para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	310
Tabla AIX.4.	Costo indirecto por pago de salarios	311
Tabla AIX.5.	Costo mensual por importación de reactivos para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	312
Tabla AIX.6.	Costo mensual por consumo de energía eléctrica para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	313
Tabla AIX.7.	Costo mensual por consumo de agua para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	314
Tabla AIX.8.	Costo mensual de operación para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	314
Tabla AIX.9.	Costo de cuatro sopladores	316
Tabla AIX.10.	Costo del compresor	316
Tabla AIX.11.	Costo de dos gasómetros	316
Tabla AIX.12.	Costo del microgenerador	317
Tabla AIX.13.	Costo de tuberías y accesorios para el sistema de recuperación de biogás	317
Tabla AIX.14.	Costo del sistema de refrigeración	318
Tabla AIX.15.	Costo mensual por compra de pellets de Fe ₂ O ₃	319
Tabla AIX.16.	Costo por consumo de energía eléctrica para el sistema de recuperación de biogás	320
Tabla AIX.17.	Depreciación de los activos fijos	321

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 2.1.	Ubicación geográfica de la parroquia rural de Píntag en la provincia de Pichincha	7
Figura 2.2.	Estructura del complejo EDTA con el ión metálico M^{n+}	9
Figura 3.1.	Relaciones geométricas para el diseño del agitador	21
Figura 4.1.	Diagrama de bloques del proceso (BFD) de la etapa de formación y preparación del complejo	37
Figura 4.2.	Diagrama de bloques del proceso (BFD) del sistema complementario	38
Figura 4.3.	Diagrama de flujo, tanque de formación del complejo Fe-EDTA	39
Figura 4.4.	Diagrama de flujo, reactores	40
Figura 4.5.	Diagrama de flujo, tanque de sedimentación y tanque de neutralización	41
Figura 4.6.	Diagrama de operación diaria del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	47
Figura 4.7.	LAYOUT del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (Fenton modificado)	50
Figura 4.8.	Plano de elevación del tanque de almacenamiento de efluente (TK-101)	52
Figura 4.9.	Plano de elevación, reactor (R-101, R-102 R-103 y R-104)	53
Figura 4.10.	Plano de elevación del tanque de sedimentación (S-101 y S-102)	54
Figura 4.11.	Plano de elevación de los tanques de neutralización (TK-105 y TK-106)	55
Figura 4.12.	Plano de elevación del tanque de formación y preparación del complejo (TK-102)	56
Figura 4.13.	Plano de elevación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA	57

Figura 4.14.	Plano de elevación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA (vista 3D)	58
Figura 4.15.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, tanque de formación del complejo Fe-EDTA	60
Figura 4.16.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, tanque de almacenamiento del efluente	61
Figura 4.17.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, reactores (primera parte)	62
Figura 4.18.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, reactores (segunda parte)	63
Figura 4.19.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, reactores (tercera parte)	64
Figura 4.20.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, tanque de sedimentación	65
Figura 4.21.	Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, tanque de neutralización	66
Figura 4.22.	Diagrama de simbología utilizada en los diagramas PFD y P&ID para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales	67
Figura 4.23.	Diagrama de bloques del proceso de recuperación de biogás	84
Figura 4.24.	Diagrama de flujo del sistema de recuperación de biogás	85
Figura 4.25.	LAYOUT del sistema de recuperación de biogás	91
Figura 4.26.	Plano de elevación del biodigestor FAFA (R-101)	93
Figura 4.27.	Plano de elevación del filtro de desulfuración (FIL-101)	94
Figura 4.28.	Plano de elevación del gasómetro de biogás (K-101)	95
Figura 4.29.	Plano de elevación del sistema de recuperación de biogás	96
Figura 4.30.	Plano de elevación del sistema de recuperación de biogás (vista 3D)	97

Figura 4.31.	Diagrama P&ID del sistema de recuperación de biogás (primera parte)	99
Figura 4.32.	Diagrama P&ID del sistema de recuperación de biogás (segunda parte)	100
Figura 4.33.	Diagrama de simbología para los diagramas PFD y P&ID del sistema de recuperación de biogás	101
Figura AI.2.	Composición de las disoluciones de EDTA en función del pH	138
Figura AI.3.	Composición de las disoluciones de H ₂ SO ₄ en función del pH	143
Figura AVI.8.	Variación del factor de compresibilidad con la presión a temperatura constante para el hidrógeno	160
Figura AVIII.1.	Curva de operación de la bomba centrífuga 1 y 3	305
Figura AVIII.2.	Curva de operación de la bomba centrífuga 2	305
Figura AVIII.3.	Curva de operación del blower, caudal y presión de salida	306
Figura AVIII.4.	Eficiencias politrópicas aproximadas compresores centrífugos y de flujo axial	306
Figura AVIII.5.	Diagrama de Moody	307

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Balance de masa	134
ANEXO II Balance de energía	177
ANEXO III Diseño de los equipos principales	194
ANEXO IV Dimensionamiento de los equipos secundarios	214
ANEXO V Presión de operación y diseño para el PFD y P&ID	294
ANEXO VI Temperatura de operación y diseño para el PFD y P&ID	299
ANEXO VII Tiempo de operación	301
ANEXO VIII Curvas de operación de sistemas de impulsión	305
ANEXO IX Evaluación económica	308

1. JUSTIFICACIÓN

Las aguas residuales domésticas se generan a partir del desarrollo de actividades en zonas residenciales o instalaciones comerciales públicas (Metcalf y Eddy, 1995, p. 18). Están constituidas por una gran cantidad de materia orgánica, microorganismos, restos de jabones, detergentes, lejía y grasas. Según Francois (2005), entre el 60 al 80 % del agua potable que se distribuye para consumo humano se vierte al sistema de alcantarillado como agua residual doméstica (p. 149). Datos de la Secretaría Nacional del Agua (SENAGUA), reportan que en el Ecuador, solo el 10 % de las aguas residuales (de origen doméstico e industrial) es sometido a procesos de tratamiento depurativos. De este porcentaje, el 26,32 % se descarga a quebradas, el 17,29 % al mar o pantanos artificiales y el 56,39 % restante a cuerpos de agua dulce (SENAGUA, 2014, p. 6; INEC, 2015, p. 28).

El Distrito Metropolitano de Quito, bajo la administración de la Empresa Pública Metropolitana de Agua Potable y Saneamiento (EPMAPS), tiene al servicio de la comunidad de Ubillús (barrio perteneciente a la parroquia rural de Píntag) una Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR). Dicha PTAR incluye actualmente un sistema de tratamiento primario (cribado y fosa séptica) y un sistema de tratamiento secundario (digestión anaerobia), este último constituido por un sistema de Filtración Anaerobio de Flujo Ascendente (FAFA).

La PTAR trata aproximadamente 77,76 m³/día de aguas residuales domésticas generadas por la población del barrio Ubillús. Actualmente, el agua residual se descarga a la quebrada aledaña a la PTAR posterior al tratamiento.

Los tratamientos primario y secundario a los que son sometidas las aguas residuales del barrio Ubillús no permiten alcanzar niveles apropiados de remoción de contaminantes recalcitrantes (tensoactivos) y patógenos (coliformes fecales) presentes en el agua residual.

Los tensoactivos disminuyen la tensión superficial del agua y son los causantes de la formación de espuma en las plantas de tratamiento y en los cuerpos de agua

receptores (Metcalf y Eddy, 1995, p. 75). También se ha demostrado que estos compuestos afectan a la fauna y flora acuática, además, favorecen a procesos de eutrofización que alteran el equilibrio del ecosistema acuático (Ikehata y El-Din, 2004, pp. 425-427; Ansari y Khan, 2014, p. 140).

Por otro lado, la presencia de microorganismos patógenos en aguas residuales provoca una variedad de enfermedades de origen entéricas (intestinales) en quien las consume (Silva, Ramírez, Alfieri, Rivas y Sánchez, 2004, p. 1). Estos microorganismos están presentes en el agua residual debido a la contaminación con desechos intestinales de humanos y animales infectados (Metcalf y Eddy, 1995, p. 75). La gran variedad de microorganismos patógenos existentes hacen que sea inviable analizarlos de manera individual, razón por la cual se hace uso de microorganismos indicadores de contaminación fecal como los coliformes fecales. Los coliformes fecales se utilizan como indicadores de contaminación fecal debido a su abundante presencia en el tracto intestinal y la facilidad de su cultivo e identificación (Ríos, Agudelo y Gutiérrez, 2017, p. 237). Por tanto, la presencia de coliformes fecales en una muestra de agua indica que dicha muestra tiene residuos fecales y puede tener microorganismos patógenos asociados a este tipo de contaminación. Además, el contenido de coliformes fecales es considerado como un parámetro para evaluar la eficiencia de tratamientos, es decir, si se logra eliminar los coliformes fecales se puede asumir que también fueron eliminados los demás microorganismos patógenos.

Informes de caracterización del efluente de la PTAR del barrio de Ubillús, elaborados por el Departamento de Aguas Residuales de la EPMAPS, para los siete primeros meses del año 2016, presentaron concentraciones de tensoactivos entre 1,19 a 14,39 mg/L y de coliformes fecales entre 99 000 000 a 3 255 000 000 NMP/100 mL. Estos valores son superiores a los Límites Máximos Permisibles (LMP) por la normativa ambiental vigente para la descarga de efluentes a cuerpos de agua dulce, misma que establece LMPs de 0,50 mg/L para tensoactivos y 600 NMP/100 mL para coliformes fecales (Ministerio del Ambiente, 2015a, p. 22). El incumplimiento de los mencionados límites hace que la PTAR del

barrio Ubillús sea una fuente de contaminación ambiental y que constituya en un riesgo sanitario para la población que habita en los alrededores.

Por estas razones, se considera necesario la implementación de un sistema complementario de tratamiento de aguas residuales a la PTAR del barrio Ubillús, que permita una mayor reducción de la carga contaminante y cumplir con lo establecido en la normativa ambiental vigente.

La necesidad de proteger y preservar los recursos hídricos ha motivado diversas investigaciones en el campo del tratamiento de aguas residuales domésticas e industriales (Castells, 2012a, p. 113). En ese sentido, los llamados Procesos de Oxidación Avanzada (POA's) constituyen un grupo de tratamientos que ha concitado especial atención por parte de la comunidad científica, en particular por su eficacia en la remoción de sustancias recalcitrantes (por ejemplo, los tensoactivos). Estos procesos se basan en la generación *in situ* de radicales hidroxilo ($\cdot\text{OH}$), especies de elevada capacidad oxidante y baja selectividad, que por su reactividad permiten la degradación de la mayoría de las moléculas orgánicas (Salas, 2010, p. 33; Robles, Torres y Sánchez, 2010, p. 47; Martínez y López, 2001, p. 238), en comparación a los procesos de tratamiento convencionales, cuya limitación está precisamente en la remoción de contaminantes resistentes a la degradación.

Estudios previos relacionados a la aplicación de POA's para el tratamiento de aguas residuales, muestran la eficiencia de estos procesos para la remoción de tensoactivos como de microorganismos patógenos. Según Wang, Song y Mai (2008), el tratamiento de aguas residuales domésticas mediante el proceso Fenton, permitió alcanzar una remoción del 99,00 % en tensoactivos (p. 347). Otro estudio de tratamiento, también bajo la aplicación del proceso Fenton, reportó la remoción total de patógenos (expresados como *E. coli*) (Selvakumar, Tuccillo, Muthukrishnan y Ray, 2009, p. 140).

En el marco de trabajo de titulación, en el año 2017 se desarrolló la investigación "Remoción de tensoactivos y coliformes de un sistema de tratamiento de aguas

residuales rurales”. Dicho trabajo de titulación es parte del proyecto interno EPN-DCN-002-2016, cuya finalidad fue determinar las mejores condiciones de tratamiento para el efluente que descarga la PTAR del barrio Ubillús mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA. Este tratamiento logró la inactivación total de los coliformes fecales y la remoción del 97,00 % de tensoactivos en 15 min de reacción (Naranjo, 2017, p. 9). Estos resultados abren la posibilidad de aplicar el proceso Fenton modificado con EDTA como un sistema de tratamiento complementario para dar solución a la problemática ambiental de la PTAR del barrio Ubillús y confirma la efectividad de los POA's en lo referido a la remoción de ciertos contaminantes de difícil manejo con métodos convencionales.

Adicional a la problemática de incumplimiento a la normativa ambiental vigente sobre descarga de efluentes a cuerpos de agua dulce, la PTAR del barrio Ubillús constituye una fuente fija de emisión de metano (CH_4) a la atmósfera, producto del proceso de digestión anaerobia.

Según la Global Methane Initiative (2012), señaló que el 7 % de la emisión mundial de CH_4 a la atmósfera se debe a los procesos de tratamiento de aguas residuales, porcentaje que se estima incrementar al 19 % hasta el año 2030 (pp. 1, 2). El CH_4 , principal componente del biogás, es un gas de efecto invernadero de corta duración pero con un potencial de calentamiento atmosférico 21 veces superior al del dióxido de carbono (CO_2) (Global Methane Initiative, 2012, p. 1). Por tales razones se propone el diseño de un sistema de recuperación de biogás como una medida de mitigación a la emisión directa de CH_4 a la atmósfera, y a la vez, aprovechar el poder energético del CH_4 con el fin de proporcionar un suministro de energía eléctrica para las operaciones de la planta.

El Ecuador ha adoptado voluntariamente políticas, tecnologías y acciones de mitigación para reducir las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI), entre éstas, el desarrollo de proyectos bajo el Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL) para la captura de metano, generación de energía por biomasa entre otros (Ministerio del Ambiente, 2015b, p. 1; Ministerio del Ambiente, 2016, p. 111). Estos proyectos están orientados a promover e implementar el modelo de

desarrollo nacional, que se basan en la alternativa del Buen Vivir o *Sumak Kawsay*, que nos compromete a defender el derecho de la población a vivir en un ambiente sano y en respeto a los derechos de la naturaleza (Gobierno del Ecuador, 2001, p. 2). Además en el 2017 ratificó el Acuerdo de París sobre cambio climático que establece adoptar medidas para la reducción de emisiones de GEI.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El desarrollo del presente trabajo consistió en el diseño de dos líneas de tratamiento, una orientada al diseño de un sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con agente quelante EDTA, y la otra enfocada al diseño de un sistema de recuperación de biogás para aprovechamiento energético.

2.1. LOCALIZACIÓN DEL SISTEMA COMPLEMENTARIO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO) Y DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

Según Baca y Romero (2012), la localización de plantas de depuración de aguas residuales, considera factores como la ubicación de la población más cercana, vías de acceso, servicios básicos que permitan el correcto funcionamiento de la planta, legalidad del predio o terreno de construcción, condiciones climáticas, suelo y subsuelo del predio, el impacto ecológico, la estética ambiental y planes de expansión (p. 98).

Con este trabajo, se busca implementar dos sistemas complementarios a una PTAR ya existente, razón por la cual se debe trabajar sobre la base del terreno y las instalaciones existentes.

La PTAR del barrio Ubillús dispone de un área aproximada de 4 800,00 m² para el desarrollo de planes de expansión. Por lo tanto, esta área es considerada para el diseño del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA y el sistema de recuperación de biogás. El área que dispone la PTAR del barrio Ubillús para proyectos de expansión se conoció mediante los planos de la planta de tratamiento otorgados por la EPMAPS.

2.1.1. MACROLOCALIZACIÓN

La PTAR del barrio Ubillús se localiza en la provincia de Pichincha al sur oriente del Distrito Metropolitano de Quito.

2.1.2. MICROLOCALIZACIÓN

La PTAR del Ubillús, se ubica en la parroquia rural de Píntag, una de las 33 parroquias rurales del Distrito Metropolitano de Quito. Píntag limita al *norte* con las parroquias La Merced, Alangasí y Pifo, al *sur*, con el Cantón Mejía, al *este*, con la provincia de Napo y al *oeste* con el cantón Mejía y Rumiñahui (Municipio del Distrito Metropolitano de Quito, 2017).

En la Figura 2.1 se muestra la ubicación y los límites geográficos de la parroquia Píntag (Gobierno de Pichincha, 2012, p. 1).

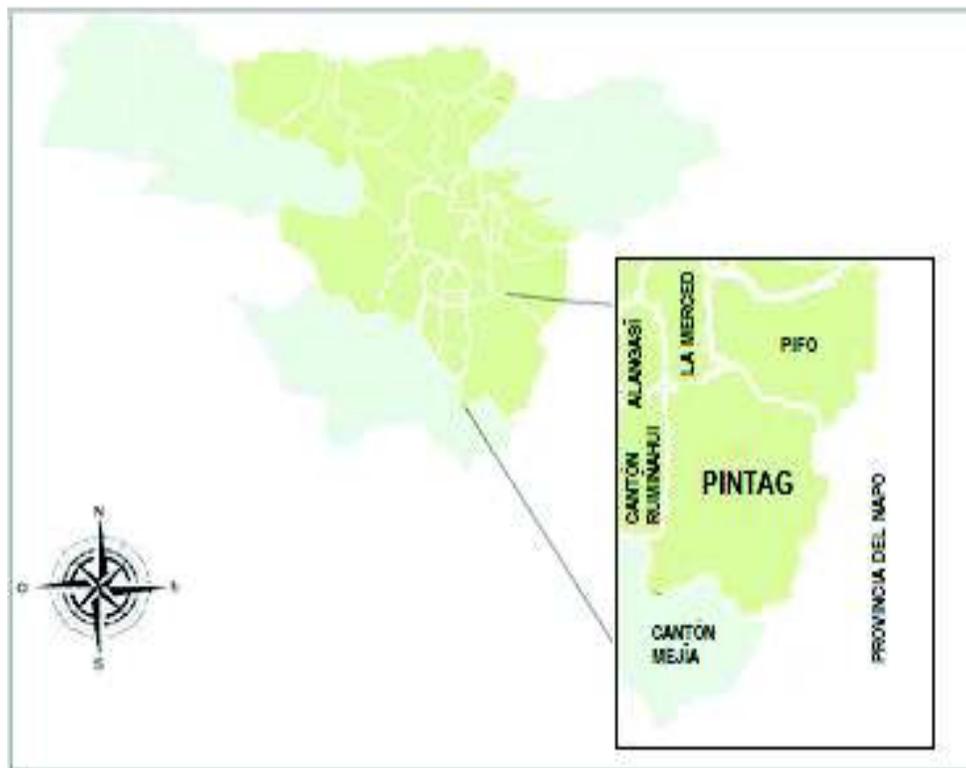


Figura 2.1. Ubicación geográfica de la parroquia rural de Píntag en la provincia de Pichincha

2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.2.1. SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

Para el diseño a escala industrial del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA, se utilizaron las mejores condiciones de tratamiento obtenidas a escala de laboratorio por la investigación parte del proyecto interno EPN-DCN-002-2016, mismas que son: concentración de peróxido de hidrógeno (H_2O_2) de 124,40 mM, relación molar de EDTA:Fe²⁺: H_2O_2 de 1:1:20, tiempo para la preparación del complejo Fe-EDTA de 30 min (en agitación continua a 130 rpm) y un valor de pH de 6,41 para el acondicionamiento del complejo Fe-EDTA. Según la mencionada investigación (en adelante conocida como “proyecto de referencia), con las condiciones descritas, el tiempo de reacción necesario para alcanzar las remociones de tensoactivos y coliformes fecales necesarias es de 15 min, con agitación continua a 130 rpm.

El sistema complementario de tratamiento de aguas residuales trata 77,76 m³/día de efluente doméstico proveniente de la descarga de la PTAR del barrio Ubillús. El efluente de la PTAR es acumulado en un tanque de almacenamiento por 24 h, lo que permite su homogeneización previa a su alimentación al sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado.

El sistema complementario opera 10,00 h al día mediante un proceso discontinuo en 8 lotes de 9,72 m³ de efluente cada uno. Los 8 lotes de efluente ingresan a dos líneas de tratamiento, cada una de 4 lotes respectivamente. Se optó por un proceso discontinuo en función de la fluctuación del caudal del agua residual que ingresa y que descarga la PTAR del barrio Ubillús acorde a las actividades diarias de la población del sector. El sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, está constituido por cinco operaciones unitarias: preparación y

acondicionamiento del complejo, reacción, coagulación, sedimentación y neutralización.

2.2.1.1. Preparación y acondicionamiento del complejo

El complejo está constituido por sales metálicas de hierro (Fe^{2+}) y un ligando o agente quelante. El ligando es una molécula que dispone de electrones no compartidos para la formación de enlaces covalentes o iónicos (Skoog, West, Holler y Crouch, 2015, p. 415)

De acuerdo al proyecto de referencia, para la formación del complejo se emplea ácido etilendiaminetetraacético (EDTA) (Instituto Minero y Geológico de España, 2006, p. 541). El EDTA es un ligando hexadentado, es decir, dispone de seis sitios posibles para unir con un ión metálico: cuatro de estos en los grupos carboxilos y dos en los grupos amino que conforman parte de su estructura, cada uno con un par de electrones no compartidos (Skoog et al., 2015, p. 415; Acofarma, 2010, p. 1). En la Figura 2.2 se presenta la estructura del complejo EDTA con un ión metálico M^{n+} (Skoog et al., 2015, p. 417).

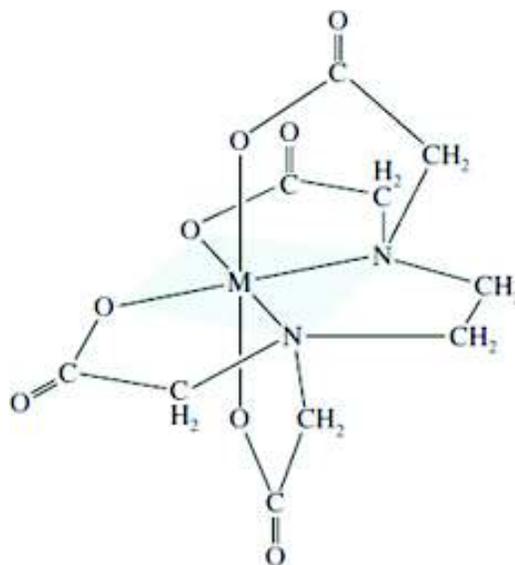


Figura 2.2. Estructura del complejo EDTA con el ión metálico M^{n+}
(Skoog et al., 2015, p. 417)

La estructura del EDTA otorga una gran estabilidad a los complejos que forma y, por tanto, puede mantener disuelto al ión metálico a valores de pH cercanos a la neutralidad. Esta característica permite ampliar el rango de pH para la aplicación del tratamiento Fenton modificado a valores de pH entre 6 y 8 en contraste al tratamiento Fenton convencional, que requiere valores de pH ácido (Oturan, 2014, p. 2581; Castells, 2012a, p. 115).

Para la formación del complejo, se preparan dos soluciones saturadas, una constituida por EDTA y la otra, por sulfato ferroso heptahidratado ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$), de tal manera de que al mezclarlas se obtenga una relación molar EDTA: Fe^{2+} de 1:1 (Naranjo, 2017, p. 1; Gennaro, 2000, p. 1495) a la temperatura ambiente promedio del sector de Ubillús (18 °C). Las soluciones saturadas se mezclan en un tanque con agitación continua por 30 min a 130 rpm (Naranjo, 2017, p. 4).

La mezcla de las soluciones saturadas alcanza un valor de pH de 2,80. El pH de la solución se ajusta a un valor de pH 6,41 mediante la adición de una solución de NaOH 1 M. De acuerdo al proyecto de referencia (Naranjo, 2017, p. 9), a un valor de pH de 6,41 se favorece la formación de especies de Fe^{2+} de mayor reactividad con H_2O_2 , lo que permite lograr un incremento en el porcentaje de remoción de la carga contaminante presente en el efluente.

2.2.1.2. Reacción

En la etapa de reacción se degradan los tensoactivos y se inactivan los microorganismos patógenos (expresados en términos de contenido de coliformes fecales) presentes en el efluente a partir del desarrollo de la reacción Fenton modificado. Esta reacción, se basa en la generación *in situ* de radicales hidroxilo ($\cdot\text{OH}$) por la interacción del peróxido de hidrógeno (H_2O_2) y el complejo Fe-EDTA.

El H_2O_2 es un agente oxidante con varias aplicaciones a nivel industrial y ampliamente utilizado en procesos de tratamiento de aguas. La mayor ventaja de su aplicación es que no genera residuos peligrosos o incrementa la salinidad

(Chergui et al., 2015, pp. 1289-1290; Evonik Industries AG, 2010, p. 1; Martínez, Fernández, Segura y Sánchez, 2003, p. 316). Sin embargo, en este tipo de tratamiento, el H_2O_2 no actúa como oxidante por sí solo, sino como precursor de especies altamente oxidantes (radicales $\cdot OH$) mediante la reacción con el complejo Fe-EDTA.

Para el tratamiento, la concentración de H_2O_2 en el medio reaccionante es 124,4 mM. Esta condición es parte de las mejores condiciones de tratamiento para el efluente del barrio Ubillús, de acuerdo a los resultados reportados en el proyecto de referencia (Naranjo, 2017, p. 9).

En la etapa de reacción, se adiciona el complejo Fe-EDTA y el H_2O_2 al efluente, y se mantiene en agitación continua por 15 min a 130 rpm (Escolástico y Pérez, 2011, p. 80). Como consecuencia de la reacción Fenton modificado, el pH del efluente incrementa de 6,41 (valor de pH reportado en el proyecto de referencia) a 6,79. Este último valor se obtuvo con ensayos de laboratorio adicionales llevados a cabo para completar los datos necesarios para este trabajo. Estos ensayos se realizaron en el Laboratorio del Acelerador de Electrones del Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional. Posterior a la etapa de reacción, el efluente ingresa a la etapa de coagulación para continuar el tratamiento.

2.2.1.3. Coagulación

En la etapa de coagulación se desestabiliza el del ión férrico (Fe^{3+}) presente en el efluente producto de la oxidación del ión ferroso (Fe^{2+}) del complejo Fe-EDTA, mediante la adición de un electrolito de carga opuesta (Aguilar ,2002, pp. 36, 45).

Para desestabilizar el ión férrico (Fe^{3+}), se adiciona una solución de NaOH 1 M (Perry, 2001, p. 2-112). La adición de la solución de NaOH en la etapa de coagulación incrementa el valor de pH del efluente de 6,79 (valor de pH al final de la etapa de reacción) a 12,00. Al valor de pH 12,00 el ión férrico (Fe^{3+}) precipita en

la forma de hidróxido férrico ($\text{Fe}(\text{OH})_3$) (Coso, 2004, p. 361), mismo que se aglomera y se separa en la etapa de sedimentación.

2.2.1.4. Sedimentación

Los aglomerados de hierro generados en la etapa de coagulación se separan del efluente por acción de la gravedad y se eliminan como lodos de sedimentación. En esta etapa, se consideró que todo el hierro agregado se separa del efluente como $\text{Fe}(\text{OH})_3$.

2.2.1.5. Neutralización

El efluente clarificado con un valor de pH de 12,00, proveniente de la etapa de sedimentación, ingresa a la etapa de neutralización con la finalidad de acondicionar el pH del efluente a valores en cumplimiento a la normativa ambiental vigente para la descarga de efluentes a cuerpos de agua de dulce, entre valores de pH 6 a 9 (Ministerio del Ambiente, 2015a, p. 22).

Para la neutralización del efluente, se adiciona ácido sulfúrico (H_2SO_4) al 98 % p/p. La mezcla resultante se mantiene en agitación continua a 200 rpm por un tiempo de 15 min, mismo que es el recomendado por algunos autores (Bernal et al., 2000, p. 405). Se seleccionó el ácido sulfúrico por ser el reactivo más utilizado en la neutralización de aguas residuales alcalinas en virtud a su costo competitivo con respecto a otros agentes neutralizantes (Sainz, 2005, p. 333; Himmelblau, 1997, p. 670; Maron y Prutton, 2002, p. 156).

2.2.2. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

La PTAR del barrio Ubillús está basado en un proceso de digestión anaerobio. Este tratamiento se realiza en una fosa séptica y en un filtro anaerobio de flujo

ascendente (FAFA). El tratamiento de digestión anaerobia es un proceso biológico que ocurre en ausencia de oxígeno y, por acción de un grupo de bacterias facultativas, degrada la materia orgánica. Producto de la degradación de la materia orgánica se genera una mezcla gaseosa conocida como biogás (Nogués, García y Rezeau, 2010, p. 207; Mogemex, 2017, p. 1). El biogás es un gas combustible con un contenido energético de 6,00 a 6,50 kW-h/m³ y es inflamable a concentraciones de metano (CH₄) superiores al 45 % v/v (FAO, 2011, p. 16).

La degradación anaerobia se realiza en cuatro etapas: en la primera etapa (hidrólisis), las moléculas complejas como las proteínas, carbohidratos y lípidos se convierten en compuestos solubles más sencillos, tales como los aminoácidos, azúcares y ácidos grasos de cadena larga. En la segunda etapa (acidogénesis) los compuestos solubles más sencillos se metabolizan en ácidos grasos de cadena corta, alcoholes, hidrógeno (H₂) y dióxido de carbono (CO₂). En la tercera etapa (acetogénesis), los ácidos grasos de cadena corta se transforman en ácido acético, H₂ y CO₂ por acción de los microorganismos acetogénicos. Y en la cuarta etapa (metanogénesis), los microorganismos metanogénicos producen metano a partir del ácido generado (Sperling y De Lemos Chernicharo, 2005, pp. 664-666).

Para el proceso de digestión anaerobia y eficiente producción de biogás se considera factores como: el tipo de materias primas, nutrientes (carbono y nitrógeno C:N en la relación de 30:1 para la formación y desarrollo de nuevas células), pH (generalmente cercano a la neutralidad entre 6,6 a 7,4 para favorecer el crecimiento de los microorganismos metanogénicos), toxicidad, condiciones redox óptimas y la temperatura (rango psicrófilico, mesófilico y termófilico) (FAO, 2011, pp. 28-49; Sperling y De Lemos Chernicharo, 2005, pp. 681-688).

Según Sperling y De Lemos Chernicharo (2005), a temperatura en el rango de 20 a 25 °C, la operación conjunta de tanques sépticos y reactores anaerobios alcanzan resultados favorables con respecto a la degradación anaerobia de la materia orgánica (p. 732). Según Kujawa y Zeeman, (2006), la combinación de filtros y reactores anaerobios para el tratamiento de aguas residuales domésticas, permite alcanzar una remoción del 71 % a la temperatura de 13 °C, esta combinación

resulta adecuada para tratamiento de aguas residuales mediante procesos anaerobios a bajas temperaturas (p. 124).

La degradación anaerobia en comparación a los procesos aerobios, permite aplicar mayores cargas orgánicas al proceso de degradación, requiere de menor volumen de reacción y de espacio, permite tener una baja producción de lodos y reduce ciertos costos de operación y mantenimiento como por ejemplo, los derivados de requerimientos de aireación (FAO, 2011, p. 88; Sperling y De Lemos Chernicharo, 2005, p. 660). En la Tabla 2.1 se presenta la composición teórica del biogás.

Tabla 2.1. Composición teórica del biogás

Compuesto	Composición % v/v
CH ₄	35-75
CO ₂	15-60
Vapor de agua*	≤ 5
H ₂ S	0,005-2
Trazas	≤ 2

(Arellano et al., 2017, p. 25; * Besel S. A., 2007, p. 7)

El sistema de recuperación de biogás está diseñado para tratar 61,67 m³/día de biogás que se generan a través del proceso de digestión anaerobia de la PTAR del barrio Ubillús a la temperatura de 18 °C y 0,72 atm (presión atmosférica en Quito).

La producción diaria de biogás se determinó en función a la remoción de la demanda química de oxígeno (DQO) y a la correlación volumen de metano por kilogramo de DQO removido (0,38 m³ CH₄/kg DQO), esta correlación se establece a condiciones normales de presión y temperatura (Nogués et al., 2010, p. 296; Moran y Shapiro, 2004, p. 114) lo que obligó a una corrección de la producción diaria de biogás por presiones. De acuerdo a los informes de caracterización del efluente otorgados por la EPMAPS, la remoción promedio de la DQO a partir del tratamiento anaerobio del efluente es 900,55 mg DQO/L.

El sistema de recuperación de biogás incluye cinco operaciones unitarias: recolección y acumulación de biogás, purificación, condensación del vapor de agua, almacenamiento y generación de energía.

2.2.2.1. Recolección y acumulación del biogás

La acumulación de biogás se realiza en la parte alta del biodigestor (FAFA) a baja presión (50 mbarg). Dentro del FAFA se almacena periódicamente 8,77 m³ de biogás. Cuando se alcanza la capacidad de almacenamiento del FAFA, un sensor ordena la apertura de una válvula de seguridad para el flujo del biogás a través de la tubería de conducción a la etapa de purificación. Para la conducción del biogás se instaló un sistema de impulsión (soplador) que permite incrementar la presión del biogás de 50 a 150 mbarg.

2.2.2.2. Purificación

El biogás ingresa a la etapa de purificación para la remoción del ácido sulfhídrico (H₂S) que inevitablemente se produce en la descomposición anaerobia de la materia orgánica. Dicha remoción se realiza mediante un proceso de adsorción seca sobre óxido de hierro (Fe₂O₃).

El H₂S tiene un carácter corrosivo y en contacto con el agua y oxígeno se transforma en ácido sulfúrico (H₂SO₄), compuesto capaz de corroer partes metálicas de equipos y tuberías. La quema de H₂S produce dióxido de azufre (SO₂) que, además de ser un gas corrosivo, también es nocivo para la salud y un importante contaminante atmosférico (Castells, 2012a, p. 888).

El proceso de adsorción seca sobre óxido de hierro (Fe₂O₃) se realiza dentro de un filtro de desulfuración. En este filtro, el H₂S en contacto con el Fe₂O₃ se transforma en sulfuro de hierro (Fe₂S₃) y agua, ambos se deposita en la superficie del óxido (Nogués et al., 2010, p. 281; Abatzoglou y Boivin, 2009, p. 46; Gongyi City Xianke

Water Supply Material Co., Ltd., 2005, p. 1). La reacción que se lleva a cabo se presenta en la Ecuación 2.1.



El biogás húmedo se alimenta por la parte inferior del filtro a baja presión (150 mbarg) y a una temperatura de 30,92 °C. Es conveniente eliminar la humedad en una etapa posterior, pues la presencia de vapor de agua puede favorecer la reacción entre el H₂S y el Fe₂O₃. La temperatura a la que ingresa el biogás al filtro se alcanza por efecto de la compresión del biogás en el soplador que se ubica entre el biodigestor y el filtro de desulfuración. El flujo de biogás a través del filtro genera una caída de presión del 0,13 bar.

De acuerdo a la Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO), concentraciones de H₂S por debajo a 100 ppm en el biogás, permiten prevenir daños asociados a la corrosión en los equipos de cogeneración (FAO, 2011, p. 56).

Con base en la composición teórica del biogás, el proceso de purificación permite reducir la concentración de H₂S de 648,61 a 97,36 ppm. A su vez, esto reduce considerablemente la emisión de SO₂ al aire, producto de la quema del H₂S (junto al biogás) en el equipo de generación de energía.

De acuerdo a la normativa ambiental vigente para emisión al aire desde fuentes fijas de combustión (motores de combustión interna), el LMP de emisión de SO₂ al aire es 1 500 mg/m³ de gas medido a condiciones normales (Ministerio del Ambiente, 2003, p. 399). A partir de la concentración final de H₂S en el biogás posterior a la etapa de purificación, se estimó la emisión de un gas de combustión con una concentración de 29,31 mg de SO₂/m³ de gas medido a condiciones normales, lo que cumple con el límite estipulado en la normativa ambiental.

2.2.2.3. Condensación

Para evitar la corrosión de los equipos y accesorios ubicados posterior a la etapa de purificación, es necesario eliminar el vapor de agua que adquiere el biogás al estar en contacto con el agua dentro del biodigestor. Para instalaciones pequeñas es una práctica común que el vapor de agua se elimine por condensación en la tubería a partir del enfriamiento del biogás (Arellano et al, 2017, p. 46). Para reducir la temperatura del biogás se instaló un sistema de enfriamiento (serpentín) en la tubería de conducción, entre la etapa de purificación y almacenamiento. Este sistema disminuye la temperatura de 30,92 a 4,08 °C para condensar 267,84 g/día de agua. La temperatura de 4,08 °C se determinó mediante la ecuación de Antoine (Poling, Prausnitz y O'Connell, 2001, p. 760). El condensado se purga periódicamente durante el proceso.

La purga del condensado permite que el biogás a la temperatura de 18 °C (temperatura de operación en la etapa de almacenamiento) alcance una humedad relativa del 37,40 % porcentaje inferior al valor recomendado por Nogués et al. (2010) del 60 % para evitar la formación de condensado en las tuberías y la combinación del agua con gases corrosivos que afecten a equipos y accesorios (p. 291).

2.2.2.4. Almacenamiento

Para el almacenamiento del biogás, éste se comprime a 1,00 bar (100,02 kPa) y producto de la compresión la temperatura incrementa de 4,08 a 34,31 °C. El biogás se almacena en dos gasómetros hinchables a baja presión (<50 mbarg) por un periodo de 24 h para su posterior compresión y alimentación al equipo de generación de energía eléctrica.

Los gasómetros hinchables generalmente se utilizan para el uso de biogás en cercanías al reactor biológico anaerobio son aptos para pequeñas instalaciones y

aproximadamente el 80 % de estos operan a baja presión (San Miguel y Gutiérrez, 2015, p. 354; Deublein y Steinhauser, 2008, pp. 327-328).

La presión de almacenamiento dentro de los gasómetros se alcanza mediante la utilización de pesos y contrapesos en función a la variación del volumen de biogás. Para mantener condiciones de seguridad en la instalación, operación y mantenimiento de la planta, se recomienda que los gasómetros de almacenamiento de biogás operen a presiones menores a 100 mbar (Deublein y Steinhauser, 2008, pp. 327-328).

2.2.2.5. Generación de energía

Una vez que se almacena la producción diaria de biogás en los gasómetros, este se inyecta a un microgenerador de energía eléctrica. Producto de la combustión del CH_4 (principal componente de biogás) en el microgenerador, se forma dióxido de carbono (CO_2) un gas de efecto invernadero. Para la combustión del biogás, se consideró un exceso de oxígeno del 5 % (Sánchez, 2007, pp. 423-424).

Se estima que el CH_4 tiene un potencial de calentamiento atmosférico del 21 veces superior al CO_2 (Global Methane Initiative, 2012, p. 1), razón por la cual es ambientalmente más conveniente quemar CH_4 para producir CO_2 que simplemente liberar CH_4 a la atmósfera. El hecho de que se produzca y se pueda aprovechar la energía que se genera por la quema del CH_4 es una ventaja adicional.

De acuerdo a las especificaciones técnicas del fabricante, el biogás ingresa al microgenerador a 3,50 bar y a una razón de 2,40 m^3/h a la máxima potencia de 7,50 kW. En función a la eficiencia eléctrica del microgenerador del 27,60 %; al volumen de biogás y a su contenido energético de 6,0 $\text{kW}\cdot\text{h}/\text{m}^3$; se estimó la generación eléctrica de 101,23 $\text{kW}\cdot\text{h}$ a partir de biogás. Esta energía permite cubrir una parte del requerimiento energético para la operación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales y el requerimiento energético total para la operación del sistema de recuperación de biogás.

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

Para el diseño del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante el proceso Fenton modificado y el sistema de recuperación de biogás, se establecieron los criterios de diseño necesarios para el dimensionamiento y selección de los equipos principales y secundarios, esto en función al cumplimiento de normas y reglamentos preestablecidos.

3.1. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

3.1.1. SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

Los equipos principales del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales son: un tanque de almacenamiento del efluente, cuatro reactores batch, dos sedimentadores secundarios, dos tanques de neutralización y un tanque para la formación y acondicionamiento del complejo.

3.1.1.1. Tanque de almacenamiento del efluente

Para el diseño del tanque de almacenamiento del efluente, se consideró la relación diámetro y altura $H/D < 1$, un factor de seguridad del 20 % con respecto al dimensionamiento (Perry, 1999, p. 23-59; Carrión, 2010, p. 75) y un tiempo de retención de 24 h.

Para determinar la presión de diseño del tanque, se consideró un incremento del 10 % sobre la presión de operación (Towler y Sinnott, 2008, p. 992). Para determinar la temperatura de diseño, se consideró un incremento del 10 °C (18 °F) sobre la temperatura máxima de operación (PDVSA, 1995a, p. 7).

El material del tanque se seleccionó en función de la resistencia a la corrosión, resistencia a la aplicación de esfuerzos y a las condiciones ambientales de exposición (Mott, 2006a, p. 183; Delgado, 2011, p. 14; Carrillo y Alcoser, 2013, p. 294). Para el tanque de almacenamiento se consideró incluir un sistema de control de nivel y un sistema de agitación para homogenizar el pH y el caudal del efluente.

3.1.1.2. Reactor batch

Los reactores están conformados por un tanque cilíndrico atmosférico de fondo cóncavo y un sistema de agitación. Para el diseño de los reactores se consideró la relación diámetro altura H/D de 2 a 3 y un factor de seguridad del 20 % con respecto al dimensionamiento (Perry, 1999, p. 23-59; Lombeida, 2015, p. 111; OPS, 2005b, p. 24).

El espesor de la pared lateral de los reactores se determinó mediante la Ecuación 3.1 (Sinnott, 2009, p. 876).

$$t = \frac{\rho \times H \times g}{2 \times S \times E} \times \frac{D_i}{10^3} \quad [3.1]$$

Donde:

- t: espesor de la pared del tanque (mm)
- ρ : densidad del líquido (kg/m³)
- H: profundidad del líquido (m)
- g: aceleración gravitacional (9,81 m/s²)
- D_i: diámetro interno del tanque (mm)
- S: tensión máxima del material (N/mm²)
- E: eficiencia de la junta soldada (si aplica)

El espesor del fondo de los reactores se determinó mediante la Ecuación 3.2 para fondos toriesféricos (Towler y Sinnott, 2008, p. 990).

$$t = \frac{0,885 \times P_i \times R_c}{S \times E - 0,1 \times P_i} \quad [3.2]$$

Donde:

- t: espesor de la pared del tanque (mm)
- P_i : presión interna (N/mm^2)
- S: tensión máxima del material (N/mm^2)
- E: eficiencia de la junta soldada (si aplica)
- R_c : radio de la corona igual al D_i (mm)

Al espesor de la pared lateral y del fondo de los reactores se adicionó un espesor de tolerancia mínimo a la corrosión entre 2 a 4 mm (Towler y Sinnott, 2008, p. 986).

El sistema de agitación de los reactores y los deflectores para eliminar la formación de vórtices y zonas sin agitación, se diseñaron mediante las correlaciones geométricas para el diseño de tanques agitados a través de las Ecuaciones 3.3 a 3.7 (Metcalf y Eddy, 1995, p. 247). En Figura 3.1 se presenta la configuración estándar del tanque y el agitador.

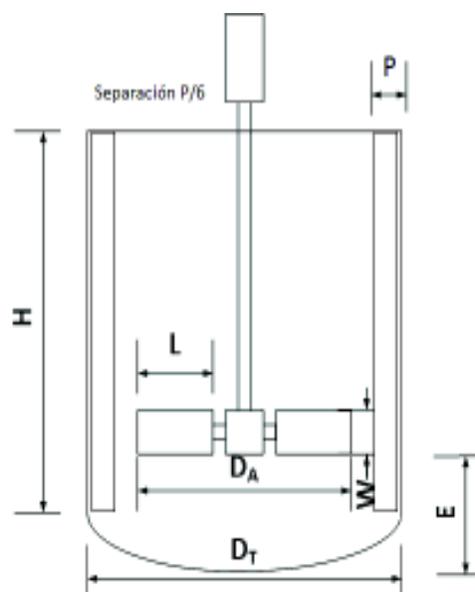


Figura 3.1. Relaciones geométricas para el diseño del agitador (Metcalf y Eddy, 1995, p. 247)

$$D_A = \frac{D_T}{3} \quad [3.3]$$

$$E = D_A \quad [3.4]$$

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

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

$$P = \frac{D_{rx}}{10} \quad [3.7]$$

Donde:

- D_A: diámetro del impulsor (m)
- D_T: diámetro del tanque (m)
- E: altura del impulsor respecto al fondo (m)
- W: ancho de las palas del impulsor (m)
- L: longitud de las palas del impulsor (m)
- P: ancho del deflector (m)

Para determinar la presión de diseño de los reactores se consideró un incremento del 10 % sobre la presión de operación (Towler y Sinnott, 2008, p. 992). Para determinar la temperatura de diseño, se consideró un incremento del 10 °C (18 °F) sobre la temperatura máxima de operación (PDVSA, 1995a, p. 7).

El material de los reactores se seleccionó en función de la resistencia a la corrosión, aplicación de esfuerzos y condiciones ambientales de exposición (Mott, 2006a, p. 183). Para cada reactor se consideró la implementación de un control de nivel, un indicador de pH y de temperatura, además de un sistema de control manual para el sistema de agitación.

3.1.1.3. Sedimentador secundario

Para el diseño del sedimentador, se consideró el caudal máximo al que se descarga el efluente de la etapa de reacción. El área superficial del sedimentador se determinó mediante la Ecuación 3.8 (Romero, 2002, p. 644).

$$A_s = \frac{Q}{C_{\text{superficial}}} \quad [3.8]$$

Donde:

A_s : área superficial (m^2)

Q : caudal del efluente ($m^3/día$)

$C_{\text{superficial}}$: carga superficial ($m^3/día/m^2$)

Se consideró una carga superficial en el rango de 29 a 30 $m^3/día/m^2$ (Romero, 2002, p. 644). El cálculo de la longitud (L), ancho (B) y profundidad (H) del sedimentador se determinó en cumplimiento a relaciones L/B entre 3 a 6 y L/H entre 5 a 20 (OPS, 2005a, pp. 16-21). Para facilitar la recolección de lodos, se consideró el diseño del fondo del sedimentador con una pendiente de inclinación entre el 5 al 10 % (OPS, 2005a, pp. 16-21).

El tiempo de retención del efluente en el sedimentador se calculó mediante la Ecuación 3.9.

$$Tr = \frac{V \times 1,20}{Q} \quad [3.9]$$

Donde:

Tr : tiempo de residencia (s)

V : volumen nominal del sedimentador (m^3)

Q : caudal del fluido (m^3/s)

La altura total del sedimentador se determinó mediante la Ecuación 3.10.

$$H_1 = H + H \times m \quad [3.10]$$

Donde:

- H_1 : altura máxima del sedimentador (m)
 H : altura de operación del sedimentador (m)
 m : pendiente en el fondo del sedimentador

La altura de agua sobre el vertedero se determinó mediante la Ecuación 3.11.

$$H_2 = \left[\frac{Q}{1,84 \times B} \right]^{2/3} \quad [3.11]$$

Donde:

- H_2 : altura del agua sobre el vertedero (m)
 Q : caudal del fluido (m^3/s)
 B : ancho del sedimentador (m)

Para el diseño de la pantalla difusora entre la zona de entrada del efluente y la zona de sedimentación, se consideró una velocidad de 0,15 m/s a través de los orificios, para no crear perturbaciones dentro de la zona de sedimentación (OPS, 2005a, p. 18).

El cálculo del área total de los orificios de la pantalla difusora se determinó mediante la Ecuación 3.12 (OPS, 2005a, p. 18).

$$A_o = \frac{Q}{V_o} \quad [3.12]$$

Donde:

- A_o : área total de los orificios de la pantalla difusora (m^2)
 V_o : velocidad de paso entre los orificios (m/s)
 Q : caudal del fluido (m^3/s)

El cálculo del área de un orificio, se determinó mediante la ecuación del área de una circunferencia, que se representa en la Ecuación 3.13.

$$a_o = \pi \times r^2 \quad [3.13]$$

Donde:

a_o : área de un orificio (m^2)

r : radio de un orificio (m)

El cálculo del número de orificios en la placa difusora se determinó mediante la Ecuación 3.14.

$$n = \frac{A_o}{a_o} \quad [3.14]$$

Donde:

n : número de orificios

A_o : área total de los orificios de la pantalla difusora (m^2)

a_o : área de un orificio (m^2)

La altura de la pantalla difusora se determinó mediante la Ecuación 3.15 (Giler, 2010, p. 26).

$$h = H - \frac{2}{5} \times H \quad [3.15]$$

Donde:

h : altura de la pantalla difusora (m)

H : altura del sedimentador (m)

El espaciamiento de los orificios entre filas en la placa difusora se determinó mediante la Ecuación 3.16 (OPS, 2005a, p. 26).

$$a_1 = \frac{h}{n_f} \quad [3.16]$$

Donde:

a_1 : espaciamento entre filas (m)

n_f : número de filas

El espaciamento de los orificios entre columnas en la placa difusora se determinó mediante la Ecuación 3.17 (OPS, 2005a, p. 27).

$$a_2 = \frac{B - a_1 \times (n_c - 1)}{2} \quad [3.17]$$

Donde:

a_2 : espaciamento entre columnas (m)

n_c : número de columnas

B: ancho del sedimentador (m)

El material del tanque de sedimentación se seleccionó en función de la resistencia a la corrosión y propiedades adicionales relacionadas a la aplicación de esfuerzos y exposición al ambiente (Mott, 2006a, p. 183). El sedimentador incluirá un sistema de control de nivel y un control de flujo para asegurar la sedimentación de los sólidos.

3.1.1.4. Tanque de neutralización

Para el diseño del tanque de neutralización se empleó la relación relación diámetro altura H/D de 1,5 y un factor de seguridad del 20 % sobre el dimensionamiento (Moss, 2004, p. 90; Lombeida, 2015, p. 111; OPS, 2005b, p. 24). Para establecer la presión de diseño del equipo, se consideró un incremento del 10 % sobre la presión de operación (Towler y Sinnott, 2008, p. 992). Para determinar la temperatura de diseño, se consideró un incremento del 10 °C (18 °F) sobre la temperatura máxima de operación (PDVSA, 1995a, p. 7).

El espesor de la pared lateral y del fondo del tanque se determinó mediante las Ecuaciones 3.1 y 3.2, respectivamente, presentes en la Subsección 3.1.2. Se consideró un espesor de tolerancia mínimo a la corrosión de 2 a 4 mm (Towler y Sinnott, 2008, p. 985). El tanque de neutralización incluye un sistema de agitación rápida y los deflectores para eliminar la formación vórtices (Metcalf y Eddy, 1995, p. 247; McCabe, Smith y Harriott, 2007, p. 257). El dimensionamiento del agitador se realizó mediante las Ecuaciones 3.3-3.7, expuestas en la Subsección 3.1.2.

El material del tanque de neutralización se seleccionó en función de la resistencia a la corrosión y propiedades adicionales relacionadas a la aplicación de esfuerzos y a la exposición al ambiente (Mott, 2006a, p. 183; Owens Corning, 2011, p.14; Tersainox S.A, 2012, p. 3).

En el tanque de neutralización se consideró incluir un sistema de control de nivel y de pH, para asegurar que el equipo trabaje a las condiciones de operación establecidas, además se consideró un sistema de encendido y apagado manual para el motor del sistema de agitación.

3.1.1.5. Tanque para formación y acondicionamiento del complejo

Para el diseño del tanque de formación y acondicionamiento del complejo, se consideró la relación diámetro altura H/D de 2 a 3 y un factor de seguridad del 20 % sobre el dimensionamiento (Perry, 1999, p. 23-59; Lombeida, 2015, p. 111; OPS, 2005b, p. 24). Para determinar la presión de diseño del tanque se consideró un incremento del 10 % sobre la presión de operación y para la temperatura del diseño un incremento del 10 °C (18 °F) sobre la temperatura máxima de operación (PDVSA, 1995a, p. 7).

El espesor de la pared lateral y fondo del tanque se determinó mediante las Ecuaciones 3.1 y 3.2 expresadas en la Subsección 3.1.2 y se consideró un espesor de tolerancia mínimo a la corrosión de 2 a 4 mm (Towler y Sinnott, 2008, p. 985).

El tanque de formación y acondicionamiento del complejo dispone de un sistema de agitación continua y deflectores para eliminar la formación de vórtices y zonas sin agitación (McCabe et al., 2007, p. 260). El dimensionamiento del sistema de agitación se realizó mediante las Ecuaciones 3.3-3.7 expuestas en la Subsección 3.1.2.

El material del tanque de formación y acondicionamiento del complejo, se seleccionó en función de la resistencia a la corrosión y propiedades adicionales relacionadas a la aplicación de esfuerzos y a la exposición al ambiente (Mott, 2006a, p. 183; Brenes, 2013, p. 8; Paredes, Pérez y Castro, 2017, p. 10).

El tanque de formación y acondicionamiento del complejo, incluye indicadores de nivel y de pH además, un sistema de control manual para el sistema de agitación.

3.1.2. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

Los equipos principales para la operación del sistema de recuperación de biogás son: un filtro de desulfuración y un gasómetro para el almacenamiento del biogás.

3.1.2.1. Gasómetro de cubierta flotante para el almacenamiento de biogás

El gasómetro se diseñó para un volumen de almacenamiento entre el 50 al 60 % de la producción diaria del biogás (Villegas, 2006, p. 10). El gasómetro está constituido por dos tanques cilíndricos abiertos sobrepuestos de manera invertida (Nogués et al., 2010, p. 299). El tambor cilíndrico de la parte superior e inferior se diseñó mediante la relación geométrica diámetro y altura H/D de 2 a 3 (Perry, 1999, p. 23-59). Se consideró una diferencia entre los diámetros de los tanques del 5 % para su acople invertido (Cevallos, 2009, p. 139).

El material de construcción para el cilindro superior e inferior se seleccionó en función a la resistencia a la corrosión (especialmente, H₂S), aplicación de

esfuerzos y el ambiente al que se exponga (Mott, 2006a, p. 183). Se consideró un espesor de tolerancia mínimo a la corrosión de 2 a 4 mm (Towler y Sinnott, 2008, p. 985). Para mantener las condiciones de operación dentro del gasómetro se adicionó un sistema de control de presión.

3.2. CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA SELECCIÓN DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS

3.2.1 SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

3.2.1.1. Tuberías

Para el dimensionamiento y selección de las tuberías, se consideraron las caídas de presión y velocidades permisibles con base en la Norma API RP 14E “*Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*” (API RP 14E, 2000, pp. 14-26; Streeter, 2000, p. 300). En la selección de las tuberías, se consideraron las especificaciones técnicas del fabricante, cédula y diámetro nominal de la tubería (Mills, 1995, p. 889).

Las presiones y temperaturas de diseño se determinaron con base en la norma ASME B31.3 “*Process Piping*” (ASME B31.3, 2010, pp. 11-30). El material de la tubería se seleccionó en función de la resistencia a la corrosión y propiedades adicionales relacionadas a la aplicación de esfuerzos y a la exposición al ambiente Soriano y Pancorbo, 2012, p. 38).

3.2.1.2. Válvulas

Para el dimensionamiento y selección de las válvulas, se determinó el valor del coeficiente de flujo de la válvula (C_v) en función a las características del fluido, el

caudal máximo de operación y las caídas de presión a través de las válvulas mediante la Ecuación 3.18.

$$C_v = \frac{Q}{\sqrt{\frac{\Delta P}{G}}} \quad [3.18]$$

Donde:

- Cv: coeficiente de flujo de la válvula
- ΔP : caída de presión (psi)
- G: gravedad específica
- Q: caudal del fluido (gpm)

Para el cálculo de Cv, se consideró un flujo máximo 30 % superior al flujo normal de operación y la caída de presión a través de la válvula el 30 % de la caída de presión a través de la tubería o en su lugar un valor mínimo de 50 kPa (7 psi) (Sinnott, 2005, p. 201).

3.2.1.3. Bombas

Para el dimensionamiento y selección de las bombas se consideró el tipo de bomba, la capacidad, la altura dinámica y un factor de seguridad del 10 % sobre la potencia de la bomba (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

3.2.1.4. Motores para el sistema de agitación

Los motores acoplados a los sistemas de agitación se seleccionaron en función de la potencia requerida para el giro del eje del agitador. La potencia se determinó mediante la Ecuación 3.19 para Reynolds mayores a 10^4 (McCabe et al., 2007, p. 278).

$$P = K_T n^3 D_A^5 \rho \quad [3.19]$$

Donde:

P: potencia (W)

D_A : diámetro del impulsor del agitador (m)

n: velocidad de rotación (rev/s)

ρ : densidad del fluido (kg/m^3)

K_T : constante K, depende del tipo de impulsor, adimensional

3.2.2. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

3.2.2.1. Válvulas

El dimensionamiento de las válvulas se realizó con base en los criterios de diseño en la Subsección 3.2.3.

3.2.2.2. Tuberías

Para el dimensionamiento y selección de las tuberías de conducción de biogás, se establecieron velocidades por debajo de 5 m/s, cuando se opera a presiones menores a 16 bar (Nogués et al., 2010, p. 293). Esta condición fue establecida con la finalidad de prevenir el arrastre de líquidos y sólidos que puedan afectar a los equipos que se ubican aguas abajo. Para la purga de condensados, se aconseja instalar las tuberías con una inclinación del 2 % con respecto a la horizontal y trampas de agua en todos los puntos bajos de la tubería (Guardado, 2007, p. 28).

El tipo material de tuberías y accesorios se determinó mediante el empleo de la norma API 5L “*Specification for Line Pipe*” (API 5L, 2004, pp. 8-14; ASME B31.8, 2003, p. 42).

La longitud de la tubería en la etapa de condensación, se determinó en función al calor de transferencia, variación de la temperatura y el coeficiente pelicular por condensación (Cengel, 2011, p. 605).

3.2.2.3. Equipo de generación de energía

El equipo de generación de energía eléctrica se seleccionó en función del flujo de biogás disponible, potencia y eficiencia energética (Castells, 2012b, p. 821).

3.2.2.4. Soplador y compresor para la línea de recuperación de biogás

El soplador y el compresor son máquinas que permiten el transporte y la compresión de gases (McCabe et al., 2007, p. 228). La selección del soplador y compresor se realizó en función del caudal de operación, cabezal y la potencia (PDVSA, 2010, pp. 4-5; Sinnott, 2005, pp. 81-86), además se consideró un factor de seguridad de 10 % sobre la potencia requerida (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 38).

La temperatura de salida del soplador y compresor se determinó mediante la Ecuación 3.20.

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^m \quad [3.20]$$

Donde:

T₂: temperatura de salida del gas (K)

T₁: temperatura de entrada del gas (K)

P₂: presión de descarga (atm)

P₁: presión de succión (atm)

m: exponente politrópico

El exponente m se determinó mediante la Ecuación 3.21.

$$m = \frac{(\gamma-1)}{\gamma \times E_f} \quad [3.21]$$

Donde:

m : exponente politrópico

γ : relación entre calores específicos ($\gamma = C_p/C_v = C_p/(C_p - R)$)

E_f : eficiencia de compresión

Para el cálculo de la potencia del soplador y compresor se asumió una compresión politrópica y se determinó el cabezal politrópico mediante la Ecuación 3.22.

$$H_{\text{poli}} = \frac{Z \times R \times T_1}{PM} \times \left[\frac{n}{n-1} \right] \times \left[\left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad [3.22]$$

Donde:

H_{poli} : cabezal (kJ/kg)

Z : factor de compresibilidad (para gases ideales es 1)

PM : masa molecular (kg/kmol)

R : 8,314 kJ/kmol K

P_2 : presión de descarga (atm)

P_1 : presión de succión (atm)

La variable n para el cálculo del cabezal politrópico se determinó mediante la Ecuación 3.23.

$$n = \frac{1}{1-m} \quad [3.23]$$

Donde:

m: exponente politrópico

Posteriormente se determinó la potencia del soplador y del compresor mediante la Ecuación 3.24.

$$P = \frac{W \times H_{\text{poli}}}{E_f} \quad [3.24]$$

Donde:

P: potencia (kW)

W: flujo másico (kg/s)

H_{poli} : cabezal politrópico (kJ/kg)

E_f : eficiencia de compresión

3.2.2.5. Filtro de desulfuración de biogás

Para el diseño del filtro de desulfuración, se realizó la selección del material de adsorción (Shenzhen Puxin Technology, 2017, p. 1), se determinó la velocidad mínima de fluidización, el diámetro y altura del lecho, además se realizó el cálculo de la caída de presión.

La velocidad mínima de fluidización, se determinó mediante la Ecuación 3.25. Esta ecuación se deriva de la ecuación de Ergún para circulación de fluidos sobre lechos empacados (Gómez, 2011, p. 56).

$$\frac{d_p \times U_{mf} \times \rho_g}{\mu} = [(33,7)^2 + 0,0408 \times \frac{d_p^3 \times \rho_g \times (\rho_s - \rho_g) \times g}{u^2}]^{\frac{1}{2}} - 33,7 \quad [3.25]$$

Donde:

d_p : diámetro de la partícula (cm)

U_{mf} : velocidad de mínima fluidización (m^3/m^2h)

- ρ_s : densidad del sólido (mg/cm^3)
 μ : viscosidad (Poise)
 g : aceleración gravitacional ($981,00 \text{ cm}/\text{s}^2$)

Para determinar el diámetro y la altura del lecho, se consideró una relación diámetro altura H/D de 3 a 5. Además, se consideró un incremento del 50 % sobre la longitud si la alimentación al filtro es de forma descendente y un incremento del 15 % si la alimentación al filtro es de forma ascendente (Ramírez, 2008, pp. 40-41). La caída de presión producto de la circulación del fluido a través del filtro, se determinó mediante la Ecuación 3.26. Esta ecuación es válida tanto para régimen laminar como para régimen turbulento (McCabe et al., 2007, pp. 173-177).

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 \times u_F \times v \times (1-\epsilon)^2}{D_p^2 \times \epsilon^3 \times \varphi^2} + \frac{1,75 \times \rho_f \times v^2 \times (1-\epsilon)}{D_p \times \epsilon^3 \times \varphi} \quad [3.26]$$

Donde:

- u_f : viscosidad del fluido (Pa.s)
 v : velocidad superficial de fluidización (m/s)
 D_p : diámetro de la partícula (m)
 ρ_f : densidad del fluido (kg/m^3)
 ΔP : caída de presión (Pa)
 L : longitud del lecho (m)
 φ : esfericidad de la partícula

3.2.2.6. Bolsa de almacenamiento de biogás

Las bolsas de almacenamiento de biogás (gasómetro) se seleccionaron de acuerdo a la capacidad diaria de producción de biogás, presión de almacenamiento, material de construcción y geometría (Herrero, 2008, p. 70).

3.3. ELABORACIÓN DE LOS DIAGRAMAS BFD, PFD, P&ID, DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT) Y PLANOS DE ELEVACIÓN (VISTAS)

Se elaboraron diagramas característicos del diseño de plantas industriales: Diagrama de Bloques del Proceso (BFD), Diagrama de Flujo del Proceso (PFD) y Diagrama de Tuberías e Instrumentación (P&ID). Estos diagramas fueron elaborados con base al cálculo de los balances de masa, energía, dimensionamiento y condiciones de operación de los equipos principales y secundarios.

Para la elaboración del diagrama PFD, se empleó la simbología de la Norma BS 1553-1:1977 (Sinnott, 2005, pp. 909-916), mientras que para la elaboración del diagrama P&ID se utilizó la normativa ANSI/ISA S5.1 *“Instrumentation Symbols and Identification”* (ANSI/ISA S5.1, 1986, pp. 29-39).

El diagrama de disposición de equipos y tuberías (Layout), así como los planos de elevación se realizaron con base en los factores: costo de construcción y operación, comodidad de la operación, seguridad, requerimientos del proceso y facilidad de mantenimiento (Sinnott, 2005, p. 896).

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1. SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

4.1.1. DIAGRAMAS DE BLOQUES (BFD) Y DIAGRAMA DE FLUJO (PFD)

4.1.1.1. Diagrama de bloques (BFD)

Para el tratamiento del efluente, el complejo Fe-EDTA se prepara en una etapa independiente al sistema complementario de tratamiento de aguas residuales. En la Figura 4.1 se muestra el diagrama de bloques (BFD) para la preparación del complejo Fe-EDTA. Este proceso incluye una etapa de agitación y una etapa de acondicionamiento del pH. La cantidad de reactivos que se adicionan a cada etapa, corresponde al valor necesario para el tratamiento de un lote de efluente de $9,72 \text{ m}^3$ de acuerdo al balance de masa presente en el Anexo I.

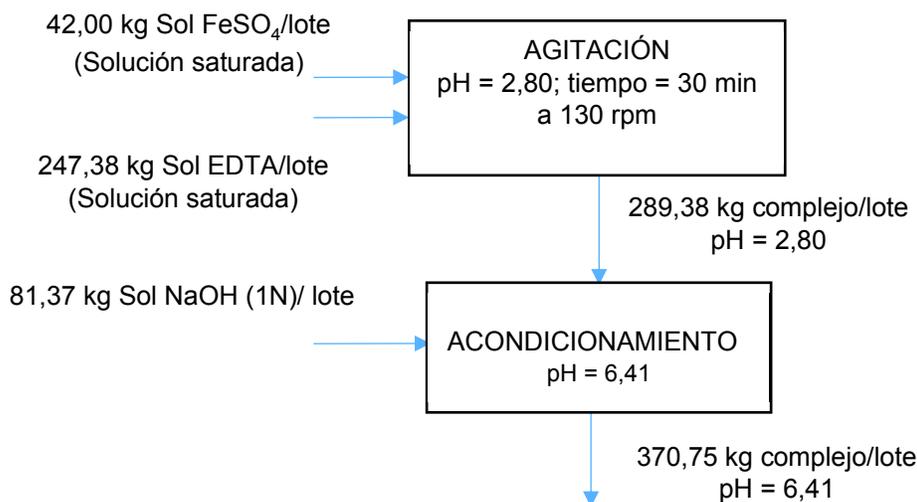


Figura 4.1. Diagrama de bloques del proceso (BFD) de la etapa de formación y preparación del complejo

En la Figura 4.2 se muestra el diagrama de bloques (BFD) del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del

proceso Fenton modificado con EDTA. En este diagrama se muestra la cantidad de reactivos que se alimentan y descargan de las distintas etapas (reacción, coagulación, sedimentación y neutralización) para el tratamiento de un lote de efluente en función del balance de masa presente en el Anexo I.

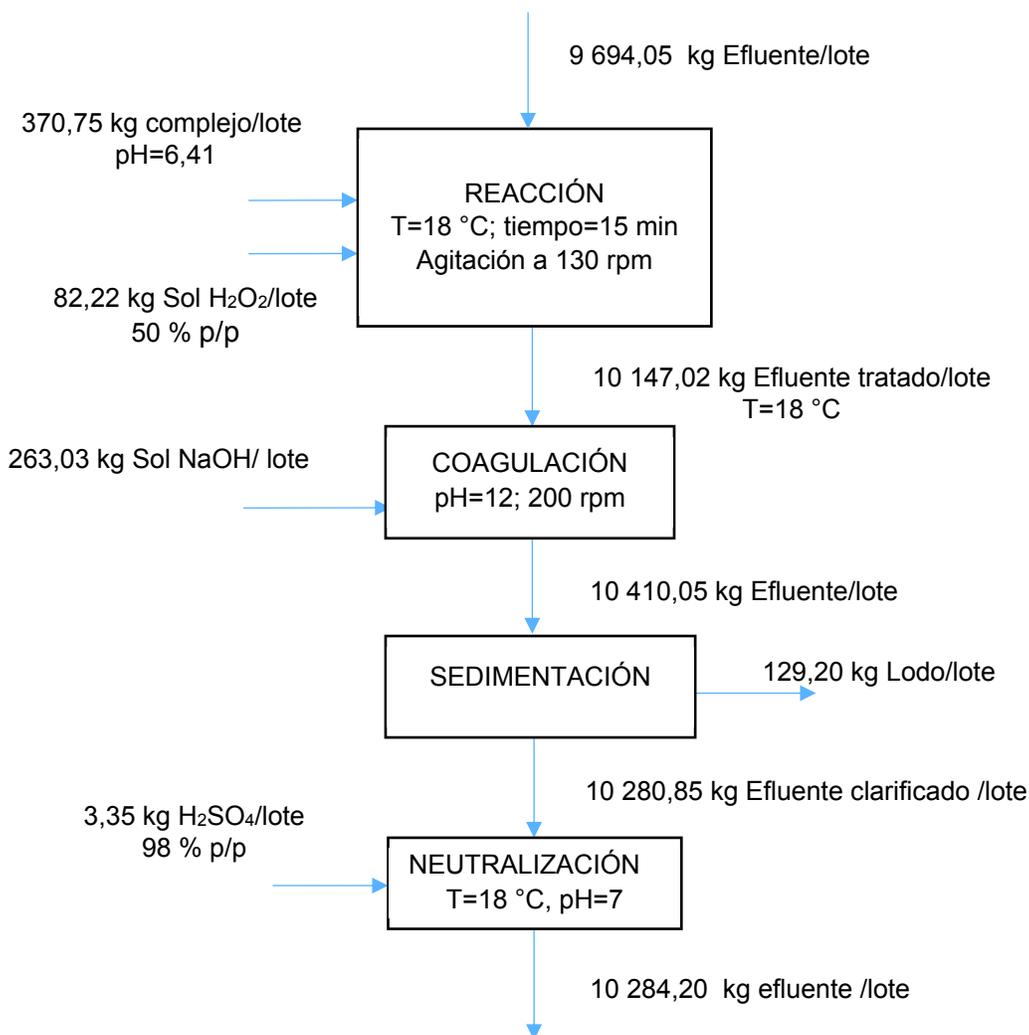


Figura 4.2. Diagrama de bloques del proceso (BFD) del sistema complementario

4.1.1.2. Diagrama de flujo (PFD)

Los diagramas de flujos (PFD) del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA, se presenta en las Figuras 4.3 a la 4.6. El diagrama muestra el PFD de una de las líneas de tratamiento, para el proceso de un lote de efluente.

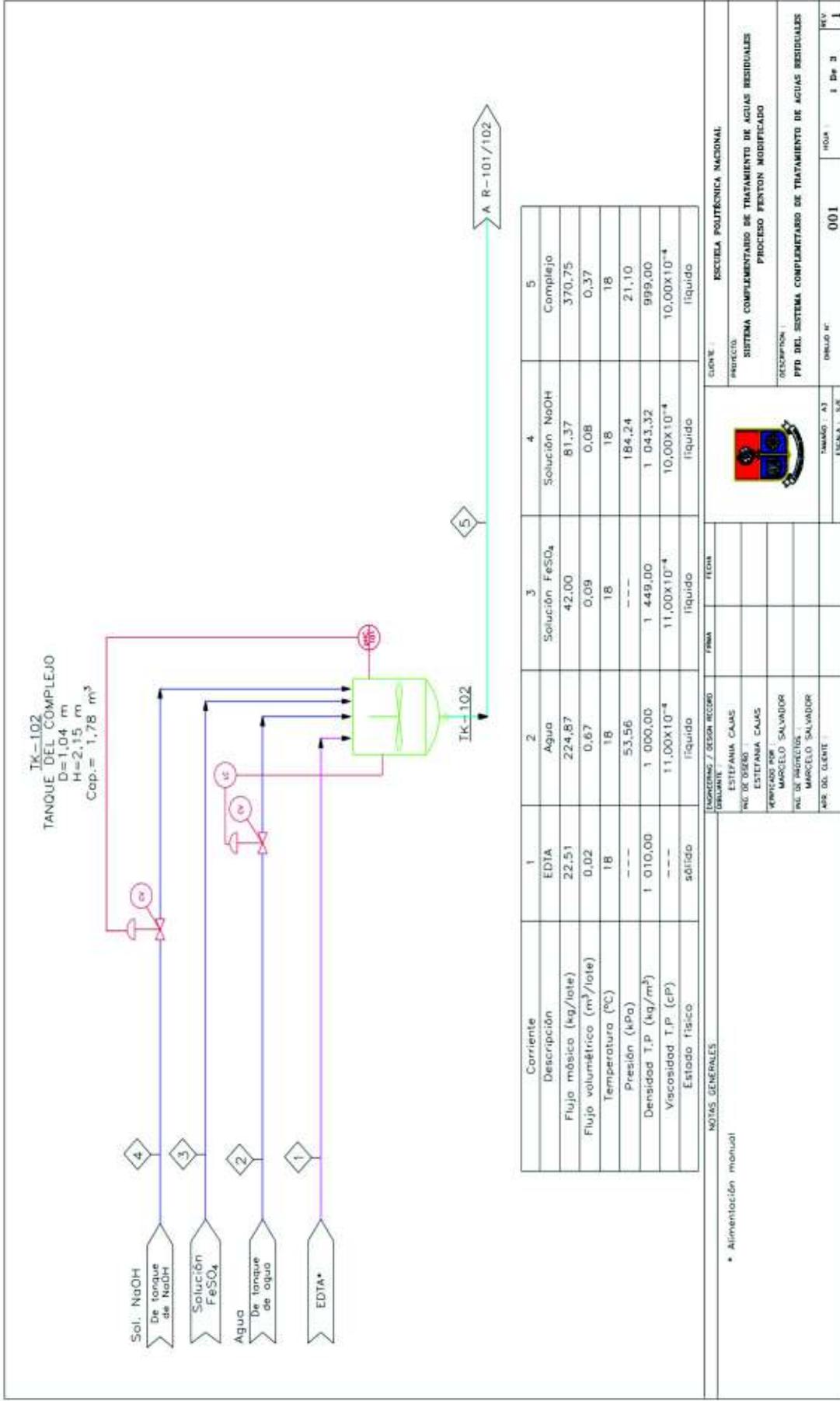


Figura 4.3. Diagrama de flujo, tanque de formación del complejo Fe-EDTA

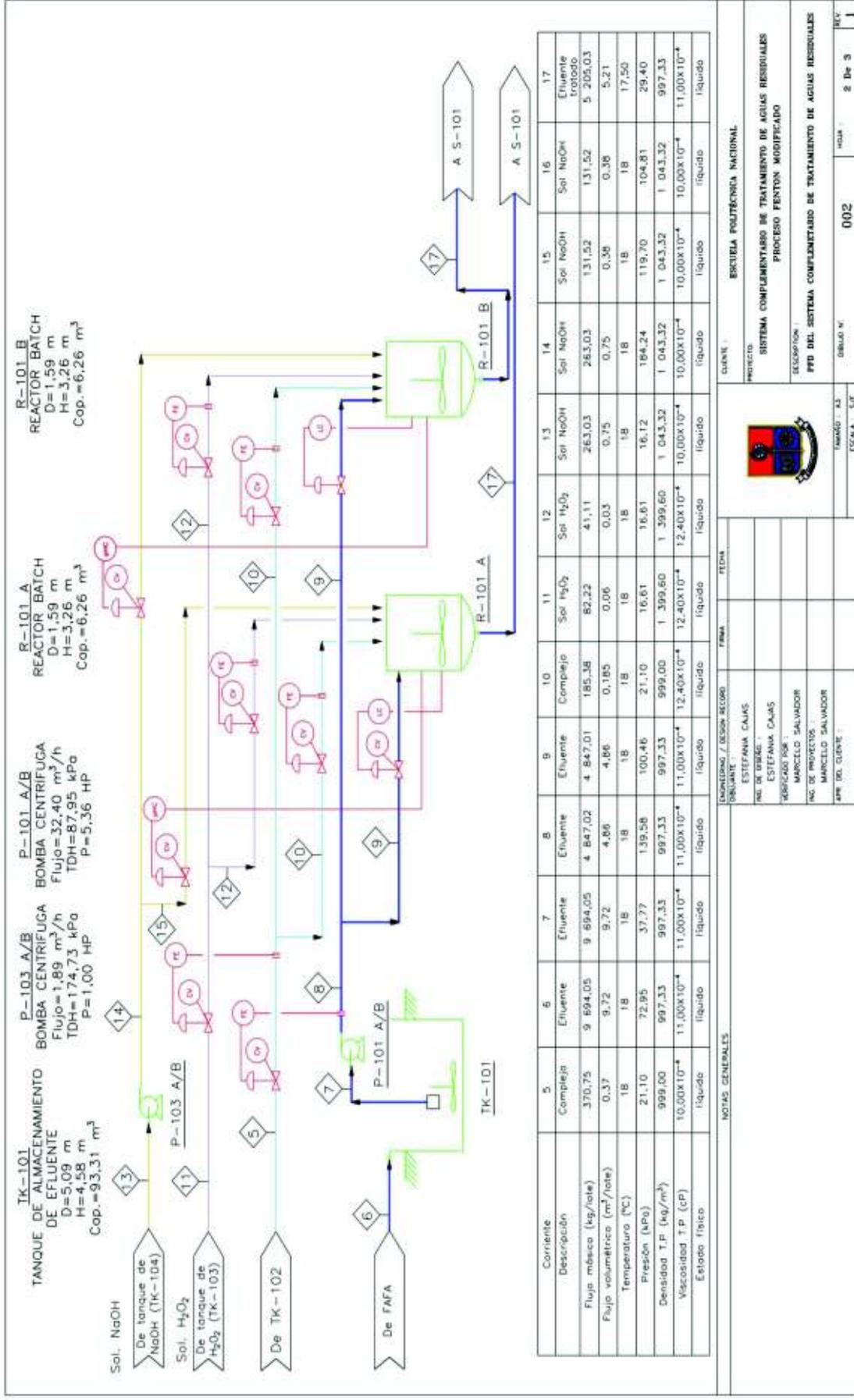


Figura 4.4. Diagrama de flujo, reactores

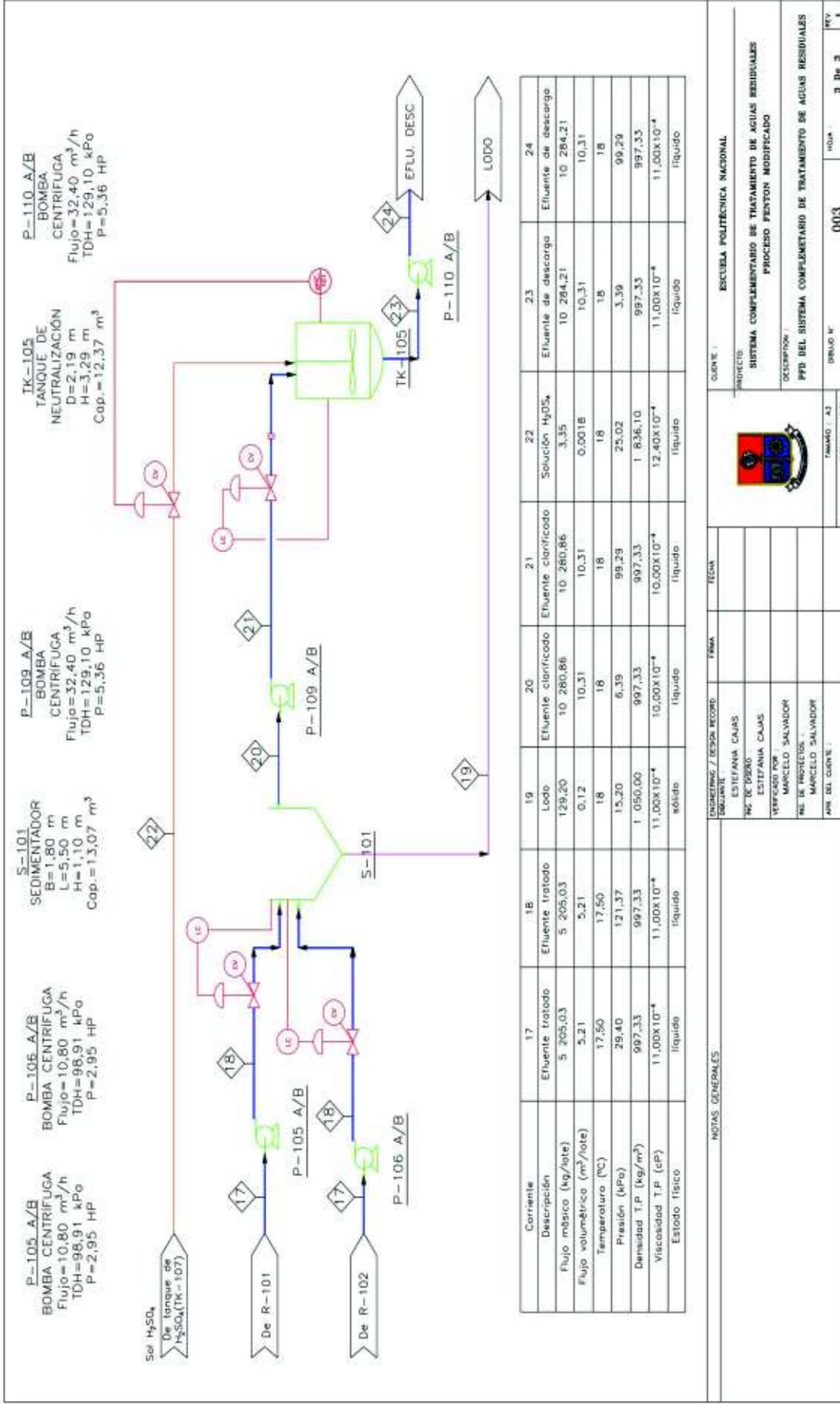


Figura 4.5. Diagrama de flujo, tanque de sedimentación y tanque de neutralización

4.1.2. BALANCE DE MASA

Mediante el balance de masa, se determinó la cantidad de cada uno de los reactivos necesarios para el tratamiento de aguas residuales mediante el proceso Fenton modificado con EDTA.

En la Tabla 4.1 se reporta la masa de los reactivos y de efluente que ingresa al tratamiento por lote.

Tabla 4.1. Balance de masa en el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Etapa	Alimentación o Descarga	Descripción	Masa (kg/lote)	Volumen (m ³ /lote)
Preparación y acondicionamiento del complejo	1	EDTA	22,51	0,02
	2	Agua	224,87	0,23
	3	Solución concentrada de FeSO ₄	42,00	0,09
	4	Solución de NaOH	81,37	0,08
	5	Complejo	370,75	0,37
Reacción	7	Efluente	9 694,05	9,72
	11	Solución H ₂ O ₂	82,22	0,06
Coagulación	13	Solución NaOH	263,03	0,25
	18	Efluente tratado	10 410,05	10,44
Sedimentación	18	Efluente tratado	10 410,05	10,44
	19	Lodos	129,20	0,12
	20	Efluente clarificado	10 280,85	10,31
Neutralización	22	Solución H ₂ SO ₄	3,35	0,0018
	24	Efluente tratado	10 284,20	10,31

Adicional al balance de masa en las etapas que conforman el tratamiento complementario de aguas residuales, se determinó la concentración de sulfatos (SO₄²⁻) en el efluente al finalizar el tratamiento. La concentración de SO₄²⁻ se

determinó en función de la masa de sulfato ferroso (FeSO_4) que se adiciona para la formación del complejo Fe-EDTA y la cantidad de ácido sulfúrico (H_2SO_4) que se adiciona en la etapa de neutralización.

Se conoce que concentraciones elevadas de SO_4^{2-} , confieren al agua un sabor amargo y causa un efecto laxante en quien la consume (Morell y Hernández, 2000, p. 34). Sin embargo, determinadas concentraciones de SO_4^{2-} en el agua permite insolubilizar los metales pesados presentes y, por tanto, reducir su concentración y potenciales efectos tóxicos (Marín, 2003, p. 22). También concentraciones importantes de SO_4^{2-} en terrenos de cultivo incrementan la porosidad, la presencia de oxígeno, retención de humedad y mejora las condiciones del suelo (Suárez, 2009, pp. 17-18).

A partir del cálculo realizado en el Anexo I, se determinó que la concentración de SO_4^{2-} en el efluente de descarga sería 875,05 mg/L. Este valor cumple con la normativa ambiental vigente para descarga de efluentes a cuerpos de agua dulce, con una concentración de sulfatos por debajo 1 000 mg/L (Ministerio del Ambiente, 2015a, p. 22), por lo tanto, no es necesario un proceso adicional para reducir el contenido de SO_4^{2-} previo a la descarga del efluente a la quebrada aledaña a la PTAR.

4.1.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

El sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA, está diseñado para operar 10 h al día y tratar 77,76 m³ de efluente.

El tratamiento del efluente se realiza mediante un proceso discontinuo en 8 lotes de 9,72 m³ cada uno. Los 8 lotes ingresan a dos líneas de tratamiento, cada una procesa 4 lotes respectivamente. El tiempo de tratamiento por lote es 4,21 h, este valor incluye: el tiempo de carga y descarga del efluente de los equipos propuestos para la línea de tratamiento, además el tiempo de lavado de los equipos (reactores

y tanques de neutralización). El tiempo de tratamiento por lote de efluente no incluye en tiempo necesario para la preparación y formación del complejo Fe-EDTA, puesto que este se prepara en una etapa independiente previo al tratamiento del efluente.

Para iniciar el tratamiento, el efluente que se descarga de la PTAR del barrio Ubillús ingresa a un tanque de almacenamiento, con un tiempo de retención de 24 h. En el tanque se homogeniza el pH y el caudal del efluente. Se estableció realizar un control periódico de nivel en el tanque durante la alimentación y descarga del efluente además, un mantenimiento preventivo trimestral para la remoción de sedimentos depositados en el fondo.

Previo al tratamiento del efluente se prepara el complejo Fe-EDTA, reactivo necesario para el desarrollo de la reacción Fenton modificado. El complejo EDTA-Fe se prepara en dos lotes, cada uno de 1,48 m³ (volumen para el tratamiento de cuatro lotes) el primero antes de iniciar el tratamiento del volumen diario de efluente y el segundo a la mitad del tratamiento global del efluente.

El tiempo destinado para la formación y acondicionamiento incluye 15 min para la formación de las soluciones saturadas de EDTA y de FeSO₄, 30 min de agitación continua a 130 rpm para la formación del complejo y 5 min para el acondicionamiento del pH de 2,80 a 6,41 mediante la adición de solución de NaOH 1 M (Naranjo, 2017, p. 9). En el tanque de formación y acondicionamiento del complejo EDTA-Fe se planteó realizar un control de pH y de nivel, además un mantenimiento preventivo mensual con la finalidad de reparar o anticipar reparaciones.

Para la etapa de reacción, cada línea de tratamiento está conformada por dos reactores tipo batch de características similares. En esta etapa, a cada reactor ingresa 4,86 m³ de efluente por lote; 0,18 m³ de complejo EDTA-Fe y 0,03 m³ de H₂O₂ para el desarrollo de la reacción Fenton modificado. El tiempo de residencia del efluente en los reactores incluye el tiempo de carga y descarga del efluente y de los reactivos a los reactores, 15 min de agitación continua a 130 rpm para la

reacción y 5 min en agitación continua a 200 rpm para la etapa de coagulación (la etapa de reacción y coagulación se realizan en los reactores) (Aguilar, 2002, p. 115).

En la etapa de coagulación se adiciona una solución de NaOH 1 M. Durante la operación del reactor se planteó realizar un control periódico de nivel y de pH, además un mantenimiento preventivo mensual, con la finalidad de evitar fallas mecánicas y el deterioro de los reactores por la acción química de los reactivos durante el tratamiento.

Para la etapa de sedimentación, cada línea de tratamiento dispone de un tanque de sedimentación. El tiempo de retención de un lote de efluente en el sedimentador es de 1,21 h. En el tanque se planteó realizar un control de nivel y un mantenimiento preventivo semestral para remoción de lodos.

Para la etapa de neutralización, cada línea de tratamiento dispone de un tanque de neutralización, en este, se adiciona ácido sulfúrico (H_2SO_4) concentrado al 98 % p/p para acondicionar el pH del efluente de 12,00 a 7,00.

El tiempo de residencia de un lote de efluente en el tanque de neutralización incluye el tiempo de carga y descarga del efluente al tanque y 15 min para la reacción de neutralización (Bernal et al., 2000, p. 405). Durante la operación del tanque se planteó realizar un control de nivel y de pH, además un mantenimiento preventivo mensual para evitar fallas mecánicas, el deterioro del tanque y del sistema de agitación por acción química de los reactivos durante el tratamiento.

En la Tabla 4.2 se detalla el tiempo estimado para el desarrollo de las actividades en cada una de las etapas que conforman el proceso complementario de tratamiento de aguas residuales. Se consideró un factor de seguridad del 10 % sobre el tiempo normal de operación para el lavado de los equipos, de acuerdo al cálculo realizado en el Anexo VI.

Tabla 4.2. Tiempo total de operación para el tratamiento de un lote de efluente

Etapas	Actividades	Tiempo (min)	Tiempo (h)
Preparación y acondicionamiento del complejo	Preparación de las soluciones concentradas	16,50	0,92
	Formación y acondicionamiento del complejo	33,00	
	Acondicionamiento del complejo	5,50	
Reacción	Carga del efluente al reactor	22,56	1,71
	Alimentación de H ₂ O ₂ y complejo al reactor	17,71	
	Reacción	16,50	
Coagulación	Adición de la solución de NaOH 1 M	8,25	1,33
	Coagulación	5,50	
	Descarga del reactor	31,90	
Sedimentación	Sedimentación	79,86	1,33
Neutralización	Carga al tanque de neutralización	25,20	1,17
	Adición de H ₂ SO ₄	3,34	
	Reacción de neutralización	16,50	
	Descarga del tanque de neutralización	25,20	

En la Figura 4.6 se muestra un diagrama de planificación de la operación diaria del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales. En esta figura cada una de las etapas de tratamiento se representa con un color: línea roja representa la etapa de formación y acondicionamiento del complejo, la línea azul la etapa de reacción y coagulación, la línea amarilla la etapa de sedimentación y la línea verde la etapa de neutralización y descarga del efluente. Se consideró un intervalo de 15 min entre el arranque de la primera y segunda línea de tratamiento.

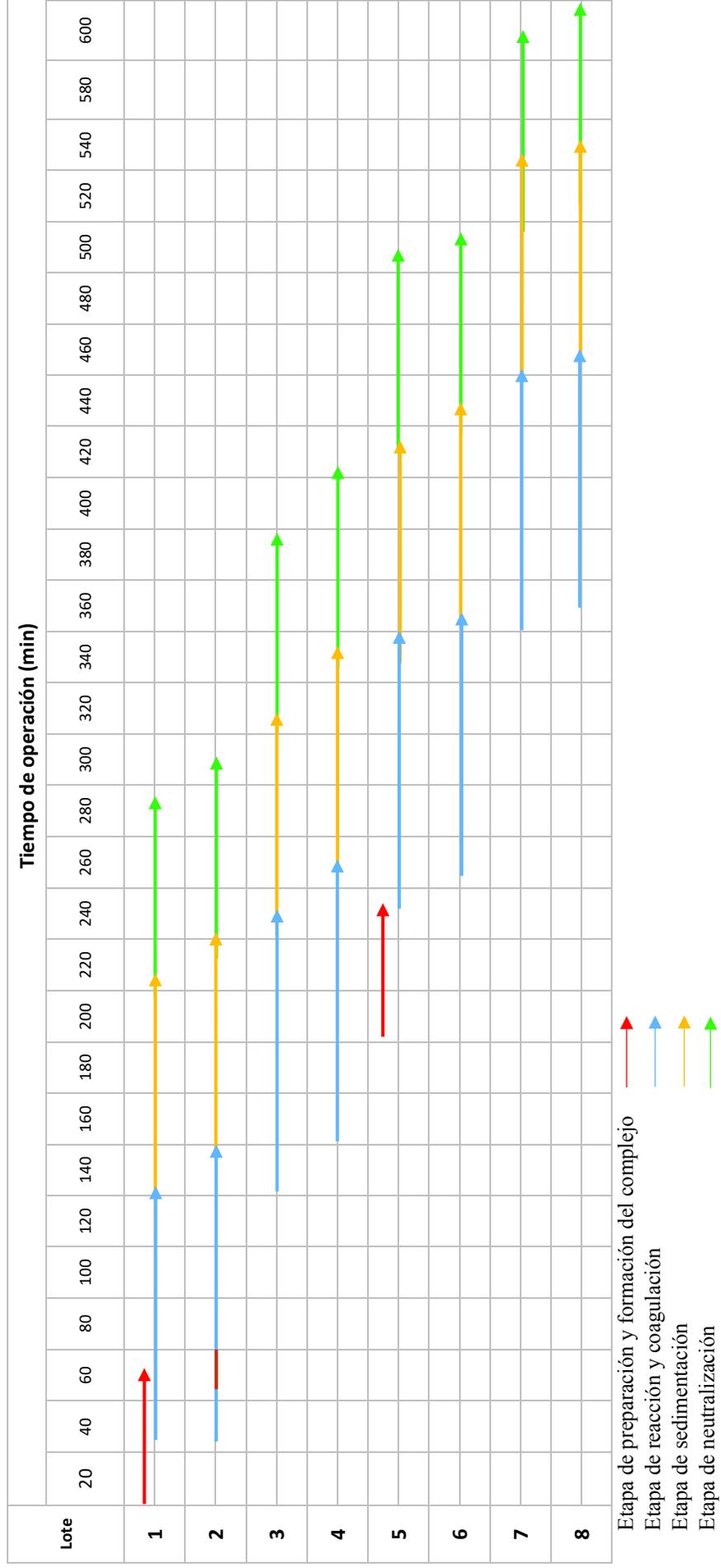


Figura 4.6. Diagrama de operación diaria del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

4.1.4. BALANCE DE ENERGÍA

En la Tabla 4.3 se presenta la temperatura del efluente y la temperatura de operación y de diseño de los equipos que conforman la línea de tratamiento de aguas residuales mediante el proceso Fenton modificado con EDTA, de acuerdo a los criterios de diseño presentes en la Subsección 3 y a los cálculos del Anexo II.

Tabla 4.3. Temperaturas de operación y de diseño de los equipos que conforman el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Equipo	Temperatura del efluente (°C)	Temperatura máxima de operación (°C)	Temperatura de diseño (°C)
Tanque de formación y acondicionamiento del complejo	17,50	18,00	28,00
Tanque de almacenamiento	17,50	18,00	28,00
Reactor	17,50	18,00	28,00
Tanque de sedimentación	17,50	18,00	28,00
Tanque de neutralización	17,50	18,00	28,00

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

La PTAR del barrio Ubillús se ubica en un terreno con pendiente de aproximadamente 4 800,00 m², de este valor 1 000,00 m² fueron considerados para proyectos de expansión en función a la obra civil (movimiento y compactación de suelo) que parte del área dispone.

4.1.5.1. DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT)

Para la implementación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales se consideró un área de 556,54 m² del terreno que dispone la PTAR del barrio Ubillús para proyectos de expansión.

En la Figura 4.7 se presenta el Layout del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales. En esta figura se muestra la disposición de los equipos principales y secundarios: tanque de almacenamiento del efluente (TK-01), reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B), tanque de formación y acondicionamiento del complejo (TK-102), tanque de almacenamiento de H_2O_2 (TK-103), tanque de almacenamiento de NaOH (TK-104), sedimentadores (S-101 y S-102), tanque de neutralización (TK-105 y TK-106), tanque de almacenamiento de H_2SO_4 (TK-107) y el tanque de almacenamiento de agua de proceso (TK-108).

Adicionalmente la figura muestra la ubicación de dos bodegas de almacenamiento de reactivos (Bodega 1 y Bodega 2), área de almacenamiento del efluente (A1), área de reacción (A2), área de sedimentación (A3) y área de neutralización (A4) para el tratamiento del efluente, así como el área destinada para la instalación del sistema de recuperación de biogás y parte de la instalación de la PTAR existente (tanque séptico y FAFA).

En la Bodega 1, se planteó realizar el almacenamiento de los reactivos: EDTA, sulfato ferroso heptahidratado e hidróxido de sodio para la preparación y acondicionamiento del complejo Fe-EDTA, también el peróxido de hidrógeno que se adiciona a la etapa de reacción. En la Bodega 2, el almacenamiento de ácido sulfúrico, reactivo que se adiciona a la etapa de neutralización.

La distribución de los equipos y ubicación de las áreas de almacenamiento de reactivos, se realizó bajo la consideración de factores como: el costo de construcción y operación, comodidad de operación, seguridad, requerimientos del proceso y facilidad de mantenimiento.

Se consideró una separación entre los equipos de 3 a 5 m en función al área que dispone la PTAR del barrio Ubillús para proyectos de expansión. De acuerdo a PDVSA (1995b), no es necesaria una separación básica (mínima) entre los equipos que manejan productos no combustibles, sin embargo la separación que se establezca debe permitir un acceso adecuado para la operación y mantenimiento (p. 13).

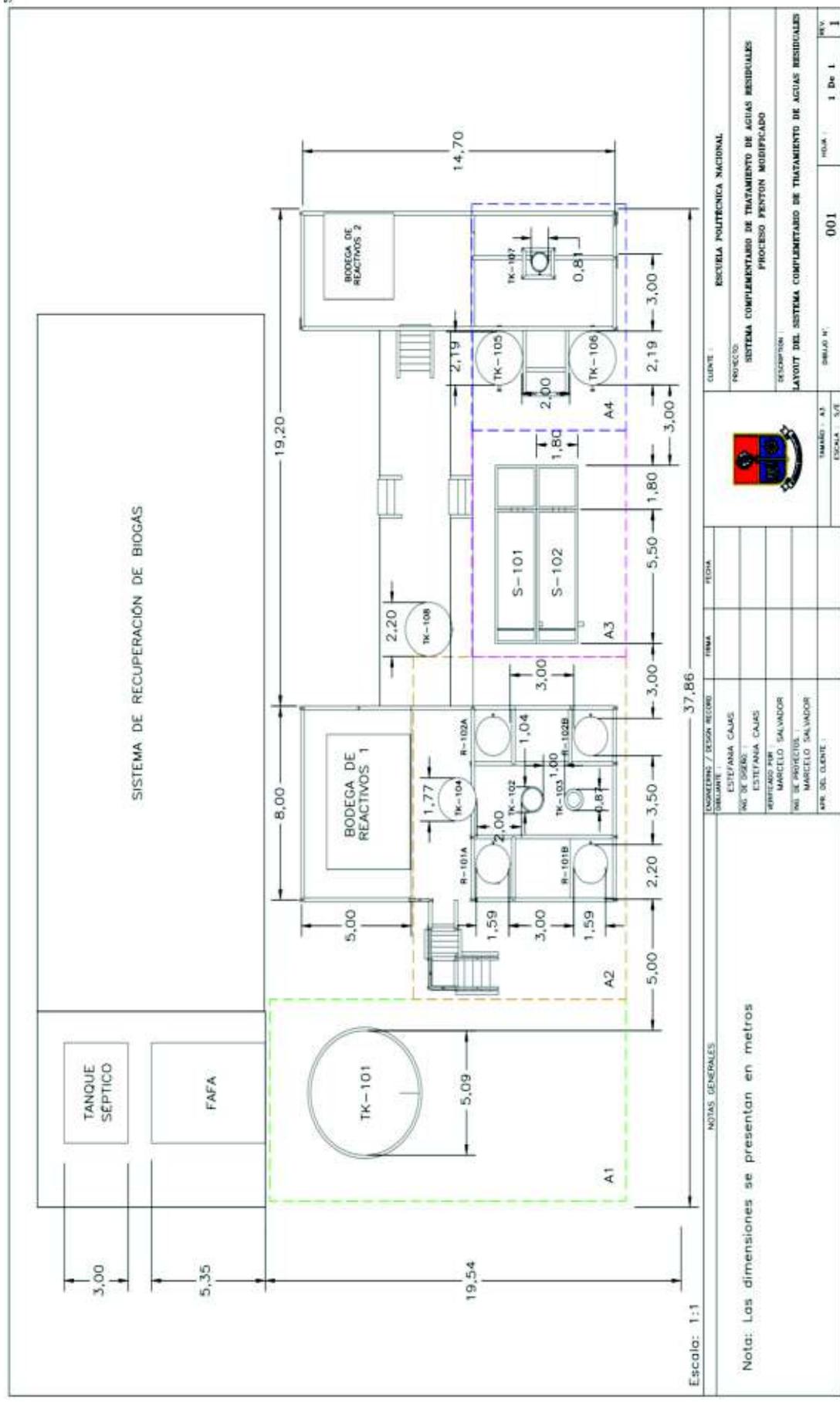


Figura 4.7. LAYOUT del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (Fenton modificado)

4.1.5.2. PLANOS DE ELEVACIÓN

Los planos de elevación de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA: tanque de almacenamiento del efluente, reactores, sedimentadores, tanque de neutralización y tanque para la preparación y formación del complejo se muestran a través de las Figuras 4.8 a la 4.12.

En función a la pendiente del terreno, la distribución de los equipos e instalaciones del sistema complementario se realiza en áreas a desnivel. Las Figuras 4.13 y 4.14 presentan los plano de elevación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales.

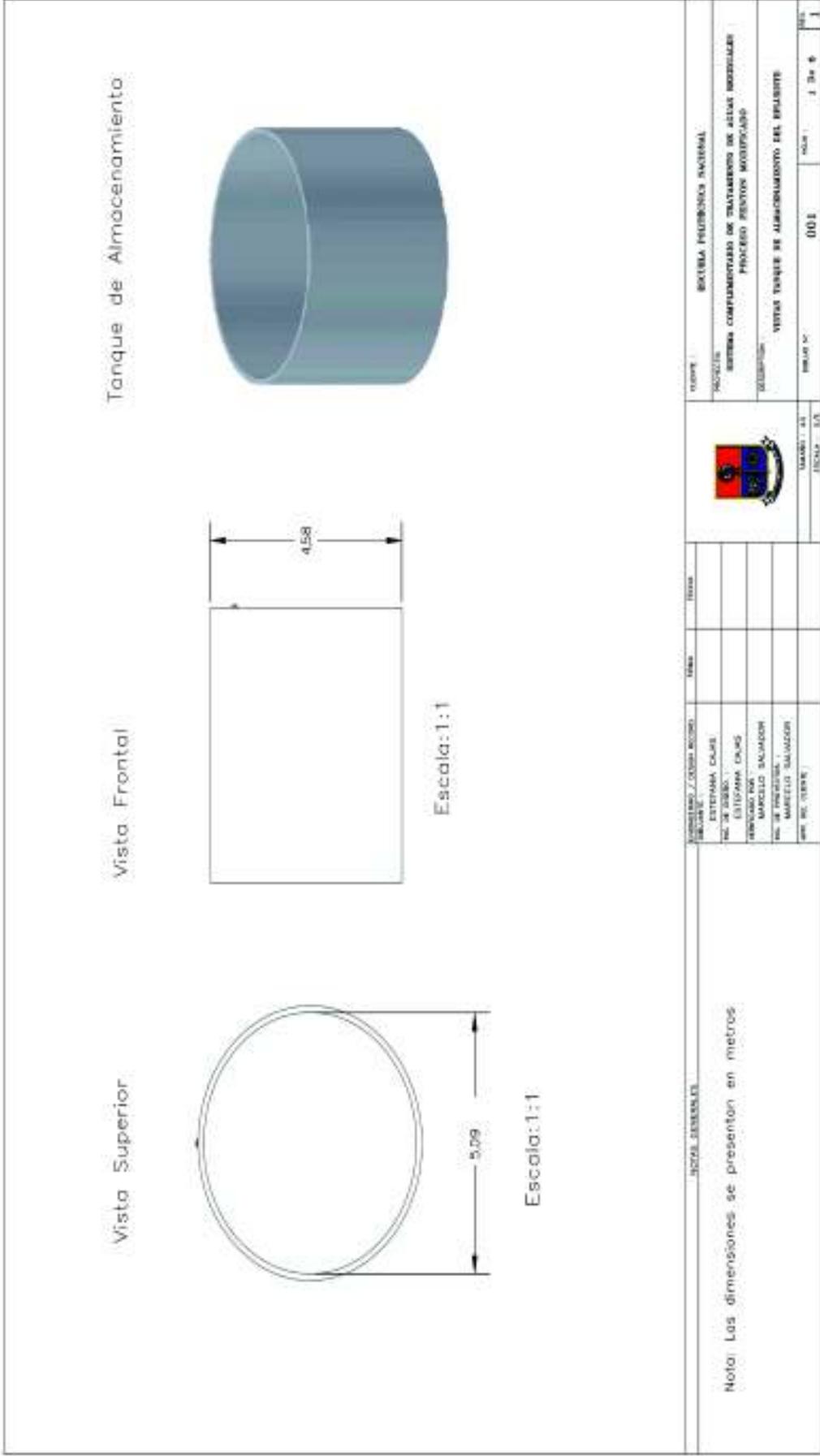


Figura 4. 8. Plano de elevación del tanque de almacenamiento de efluente (TK-101)

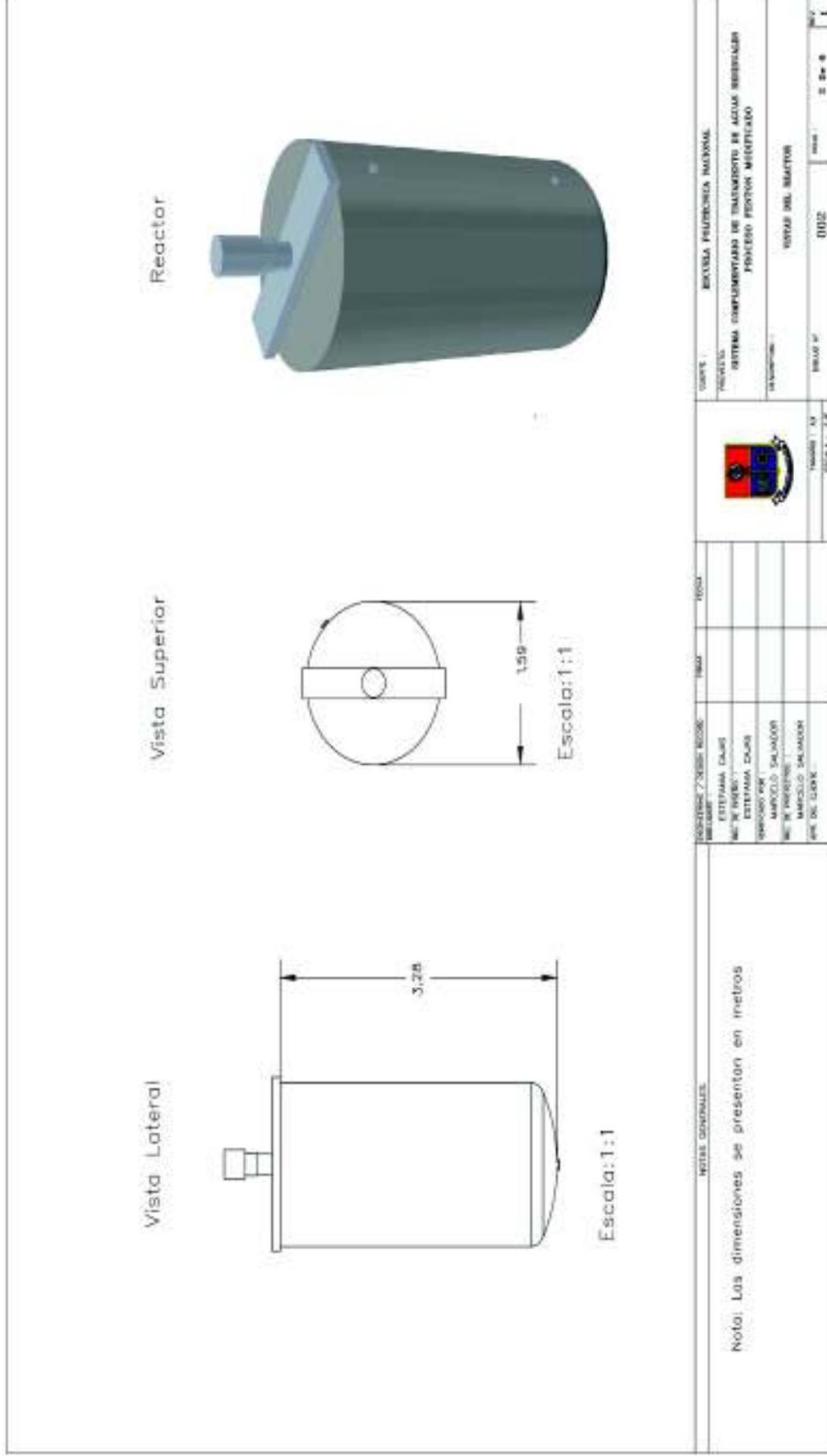


Figura 4.9. Plano de elevación, reactor (R-101, R-102 R-103 y R-104)

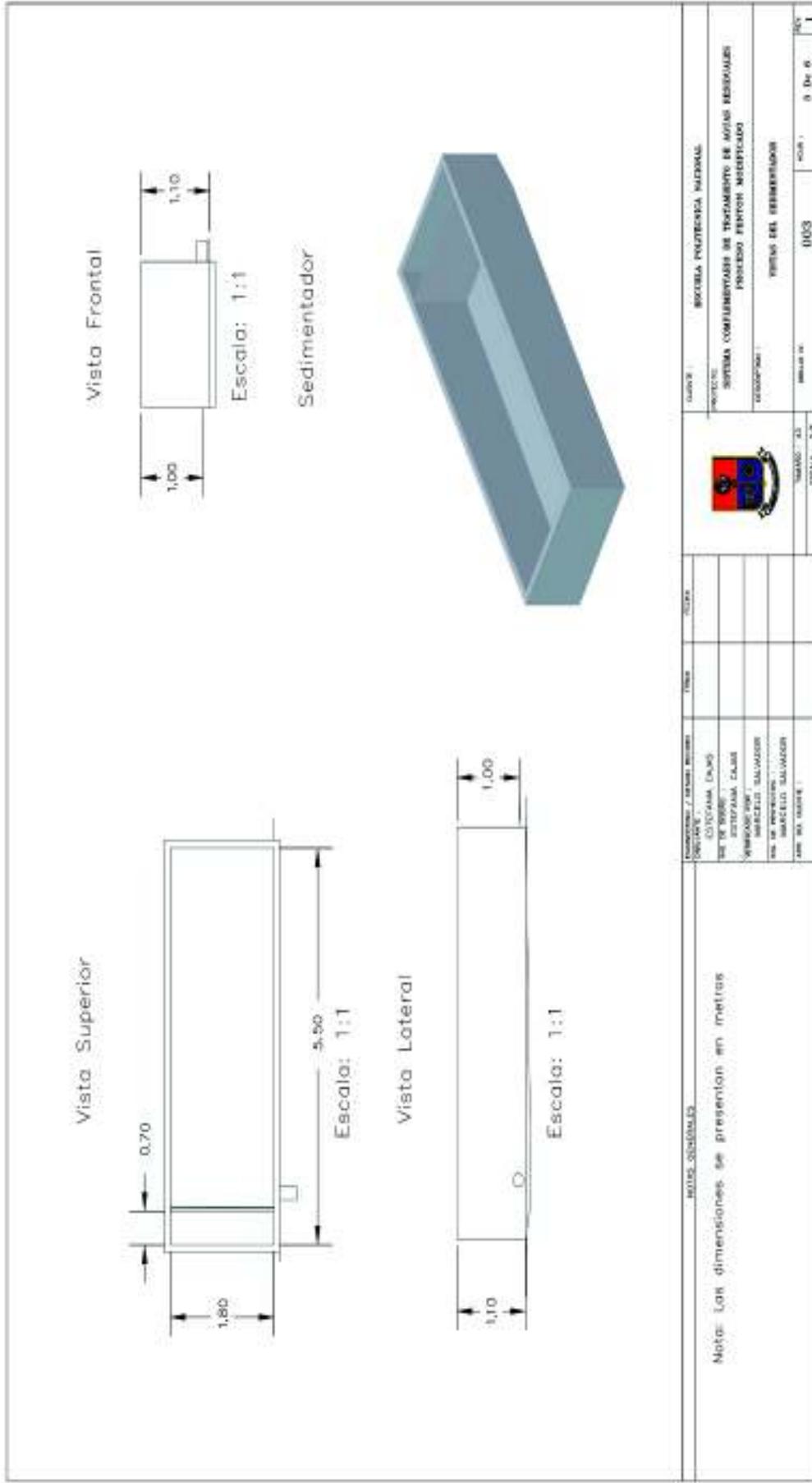


Figura 4.10. Plano de elevación del tanque de sedimentación (S-101 y S-102)

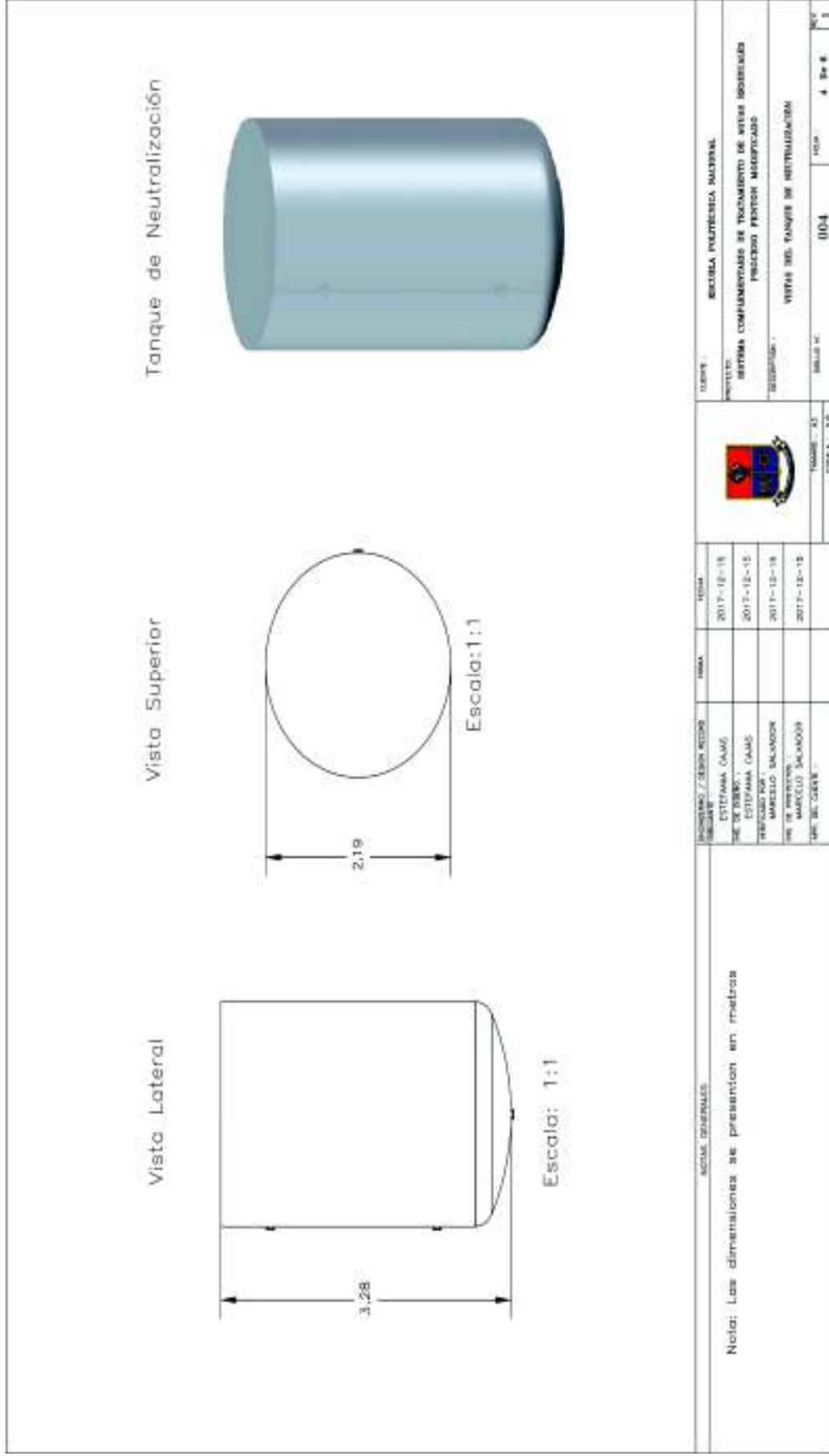


Figura 4.11. Plano de elevación de los tanques de neutralización (TK-105 y TK-106)

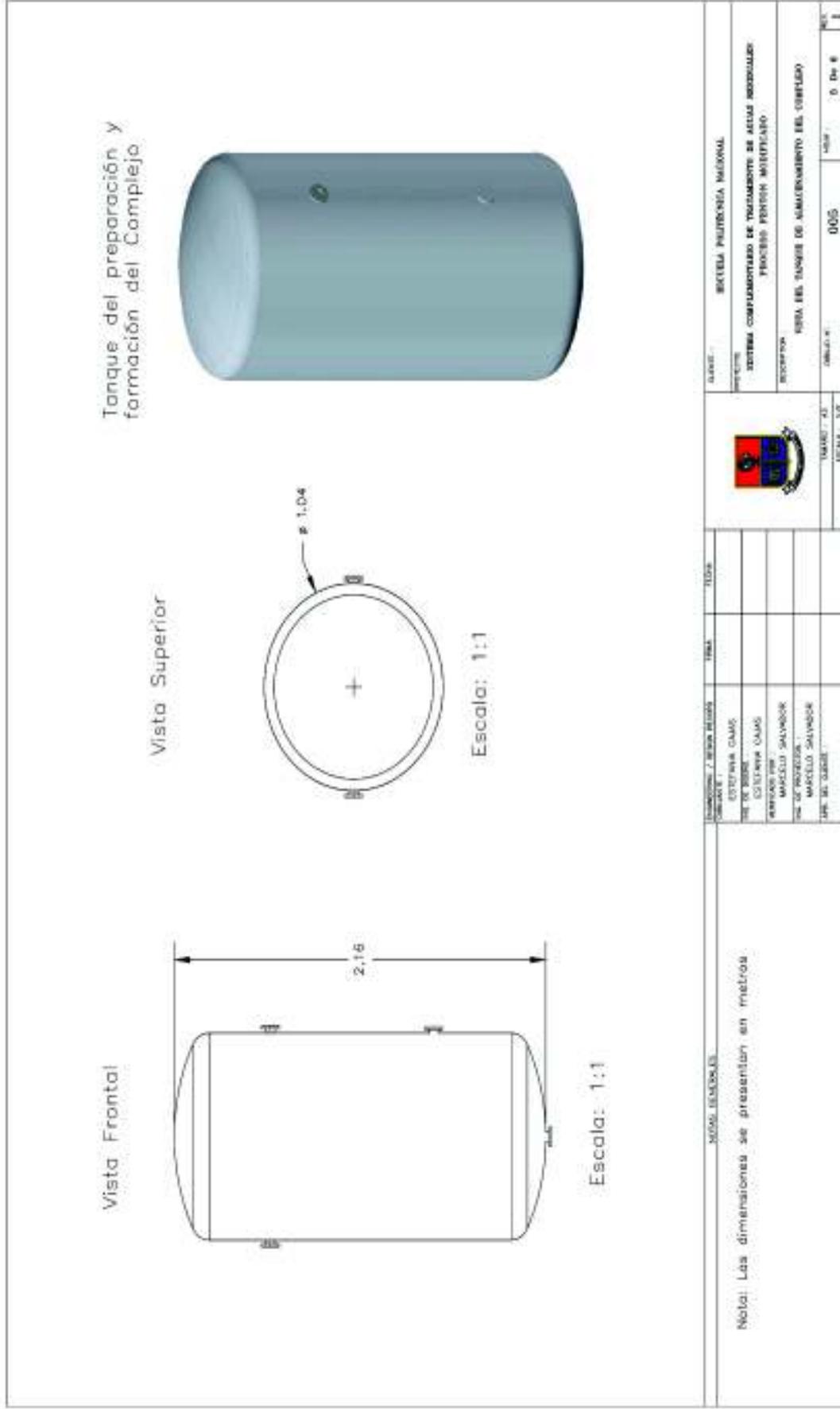


Figura 4.12. Plano de elevación del tanque de formación y preparación del complejo (TK-102)

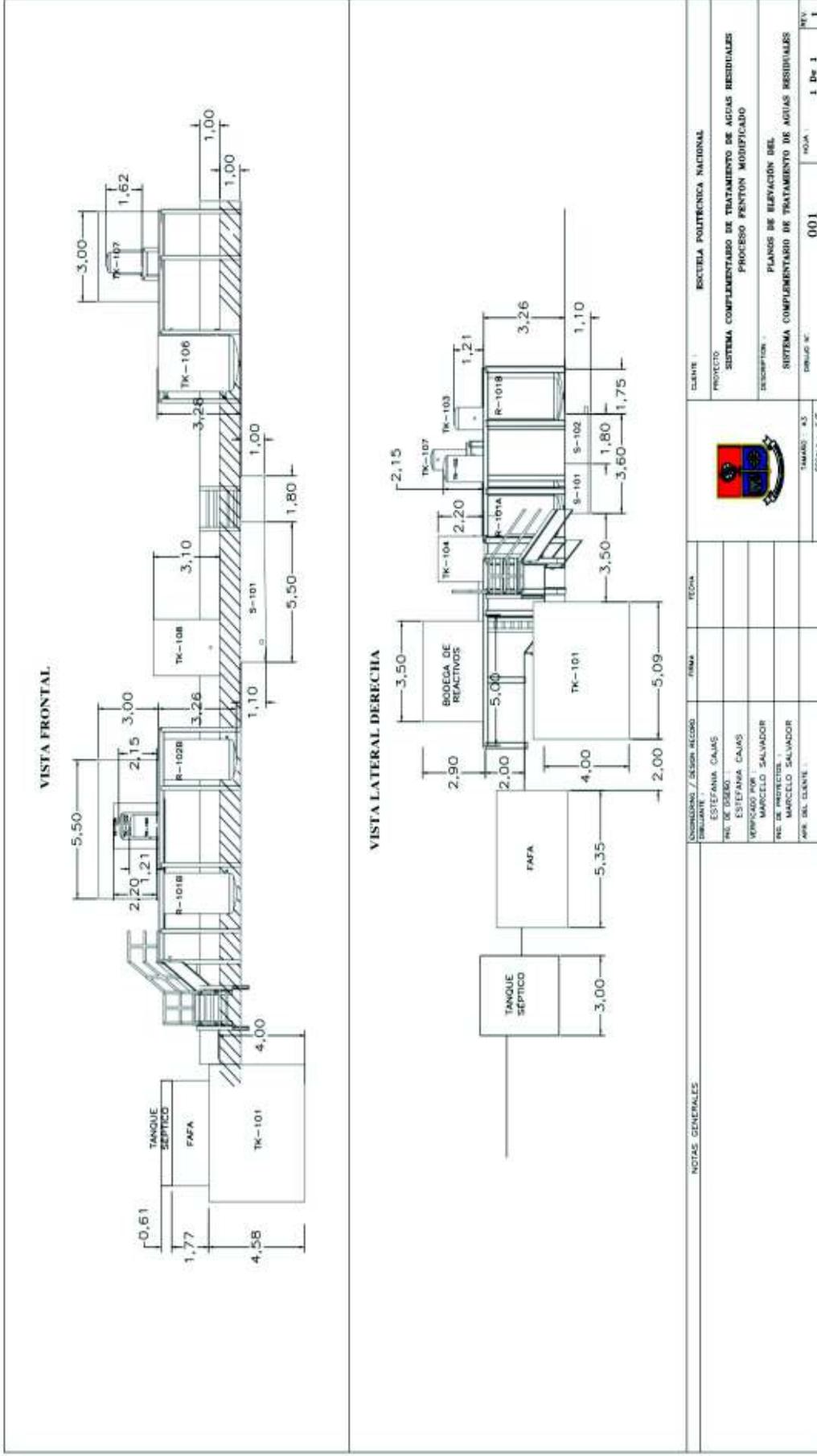


Figura 4.13. Plano de elevación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA

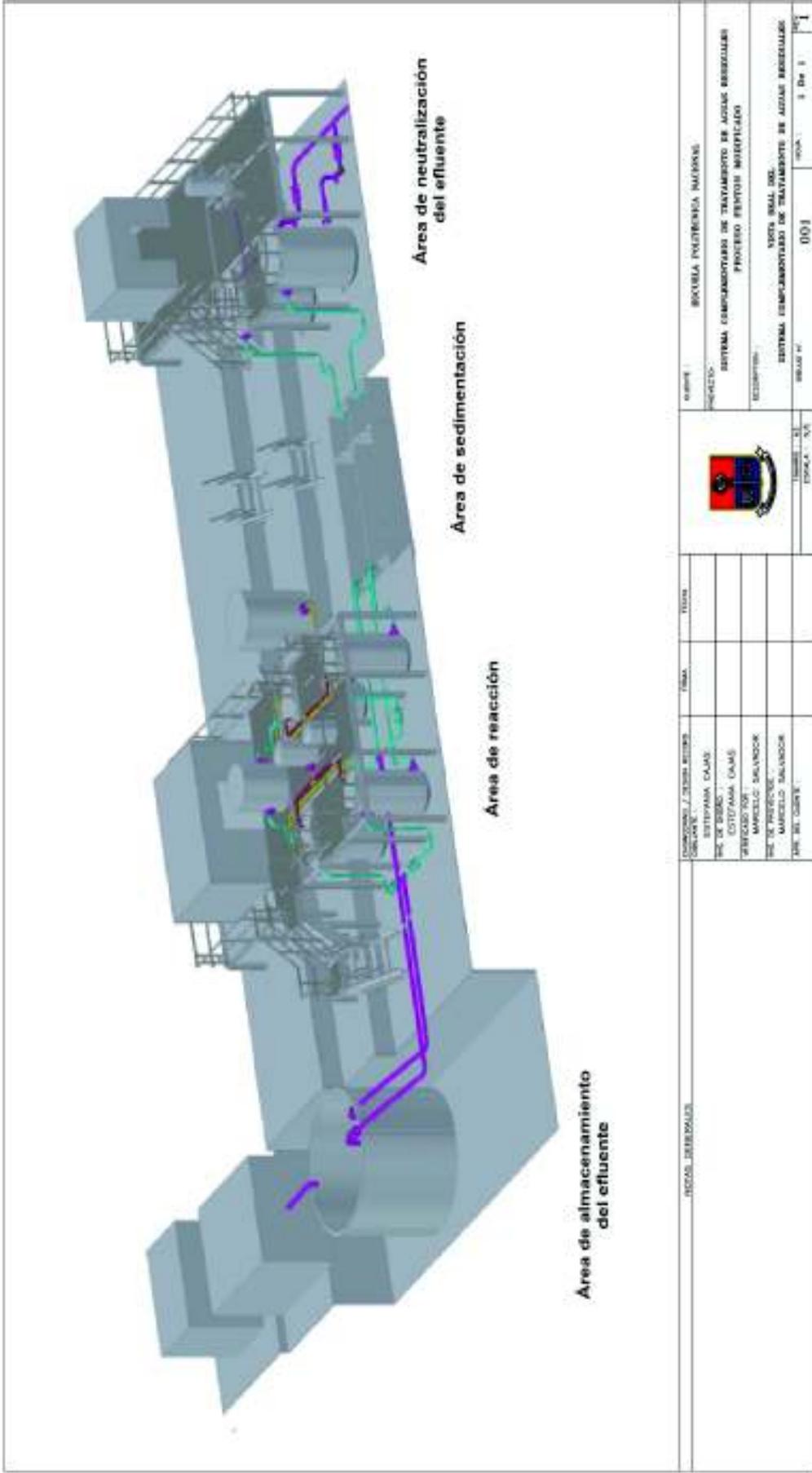


Figura 4.14. Plano de elevación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA (vista 3D)

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

El diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control es una representación gráfica de los equipos principales y secundarios, además detalla las características mecánicas de los equipos, instrumentos, tuberías, válvulas, accesorios, mecanismos de medición y control dentro del proceso (Towler y Sinnott, 2008, p. 238).

El diagrama incluye información detallada de los equipos, tuberías y accesorios, tales como dimensiones, capacidades de operación, potencias, temperatura y presión de operación. Las líneas de tuberías muestran información a través de un código de identificación que detalla el diámetro nominal, el servicio, el código que identifica la planta, el área, el número consecutivo de cada servicio y el material (PDVSA, 1995a, p. 44).

La información que se obtiene a través del P&ID sirve de guía para llevar a cabo las actividades de ingeniería y construcción de la planta (Towler y Sinnott, 2008, p. 238). Por tal razón su preparación requiere de un alto grado de precisión e información completa.

Los diagramas de tuberías e instrumentación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA se presentan desde la Figura 4.15 a la 4.21.

La Figura 4.22 muestra la simbología de los equipos principales, secundarios y accesorios para los diagramas PFD y P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales.

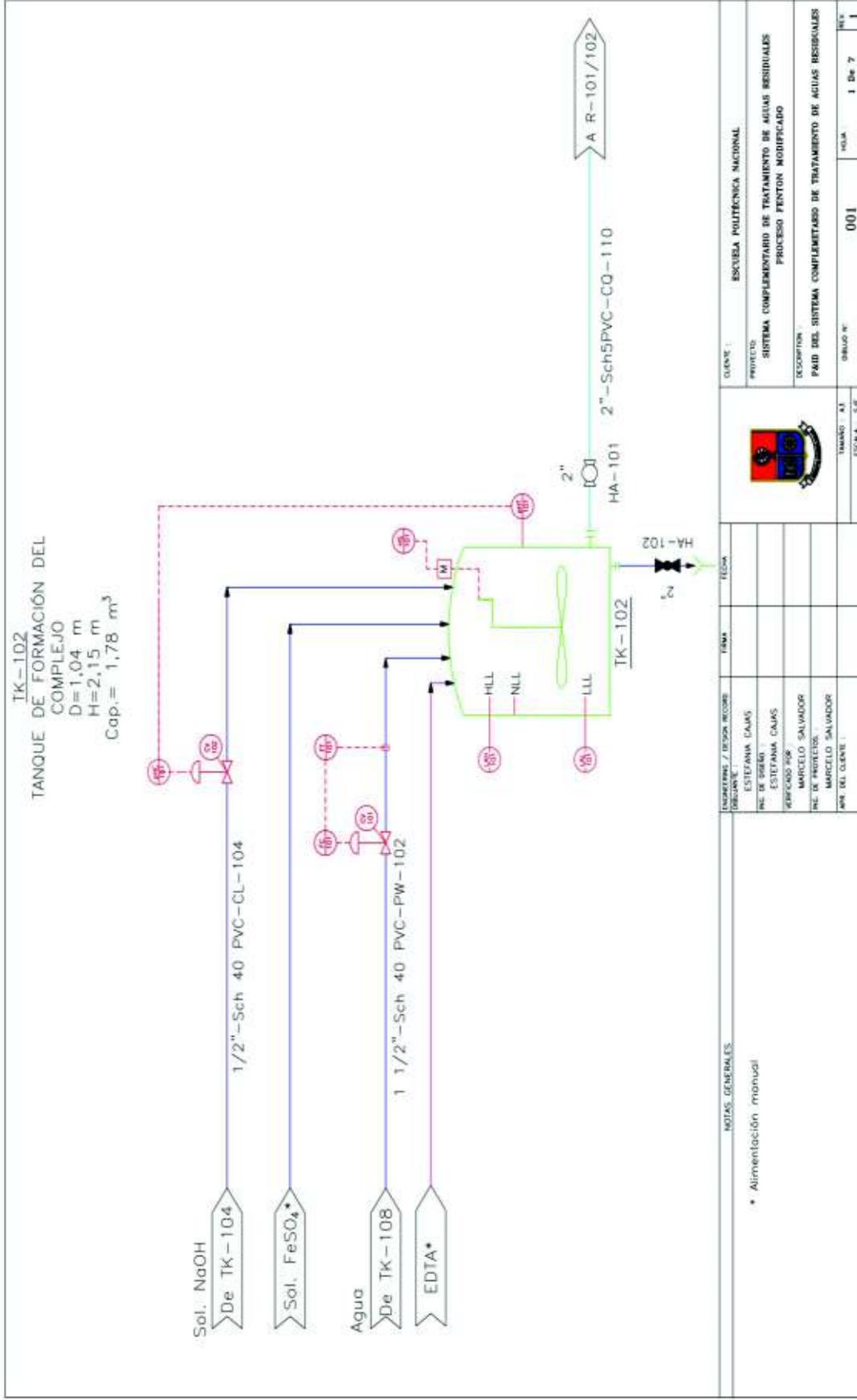


Figura 4.15. Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, tanque de formación del complejo Fe-EDTA

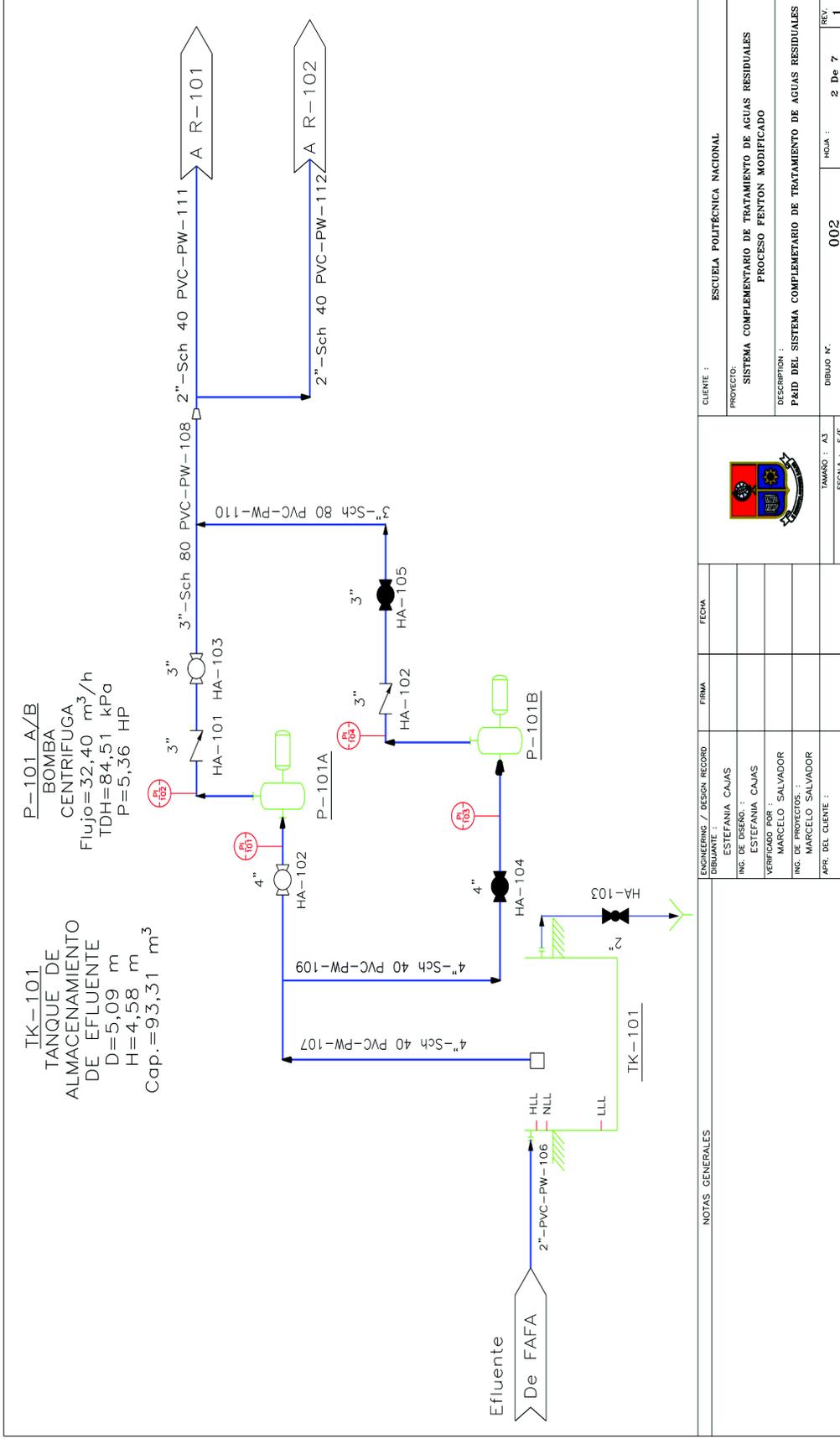


Figura 4.16. Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, tanque de almacenamiento del efluente

NOTAS GENERALES		ENGINEERING / DESIGN RECORD		FECHA		CLIENTE :	
DIBUJANTE :		ESTEFANIA CAJAS		FIRMA		ESUELA POLITÉCNICA NACIONAL	
ING. DE DISEÑO :		ESTEFANIA CAJAS		PROYECTO :		SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES	
VERIFICADO POR :		MARCELO SALVADOR		DESCRIPCIÓN :		PROCESO FENTON MODIFICADO	
ING. DE PROYECTOS :		MARCELO SALVADOR		P&ID DEL SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES			
APR. DEL CLIENTE :				TAMAÑO : A3		DIBUJO N° : 002	
				ESCALA : S/E		HOJA : 2 De 7	
						REV. : 1	

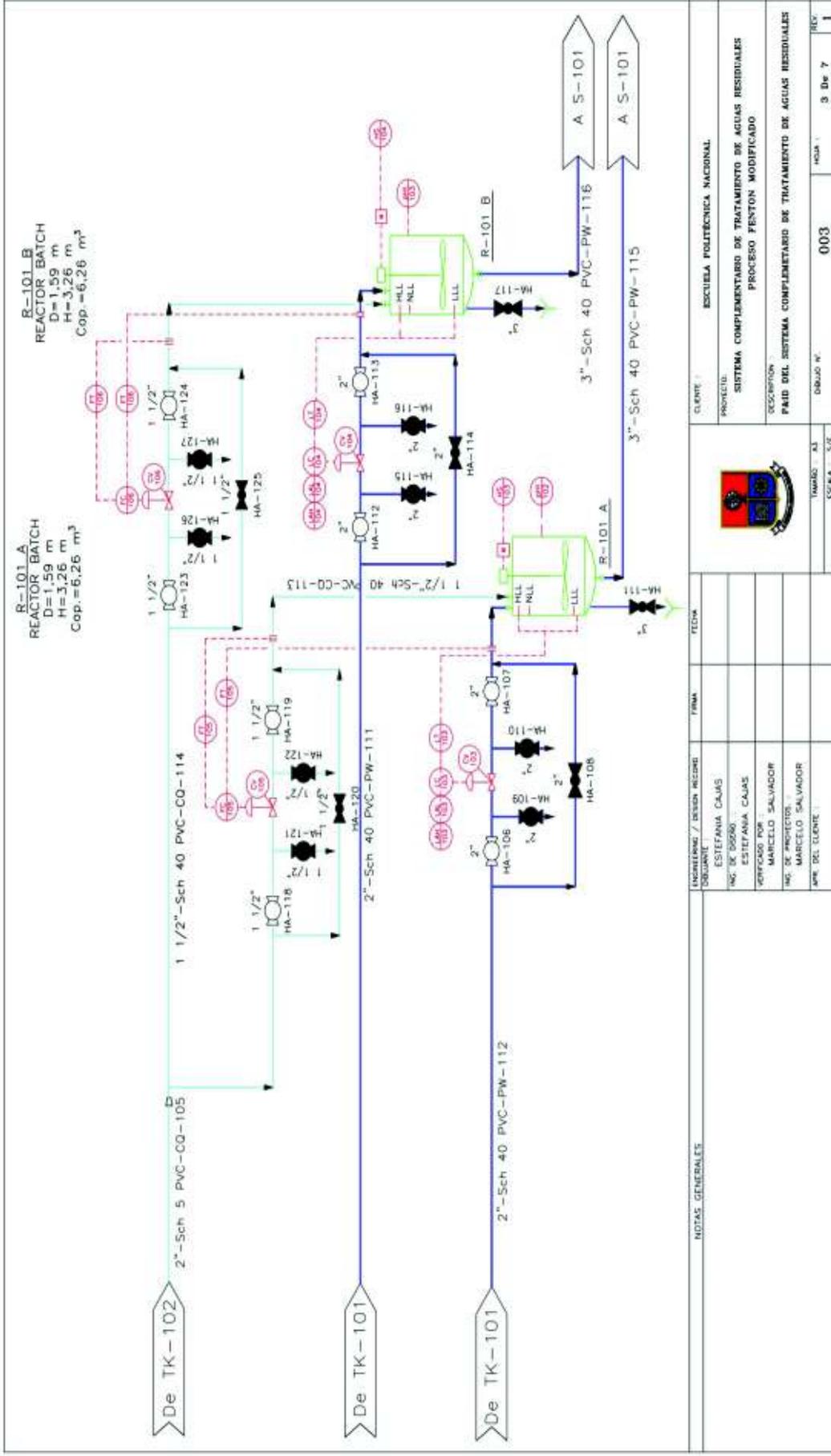


Figura 4.17. Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, reactores (primera parte)

NOTAS GENERALES	INSTRUMENTOS / DESIGNACION	FRMA	FECHA		CLIENTE
	ESTEFANIA CAJAS				ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
	ING. DE BOMBEO				PROYECTO
	ESTEFANIA CAJAS				SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROCESO FENTON MODIFICADO
	VERIFICADO POR:				DESCRIPCION
	MARCELO SALVADOR				PAID DEL SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES
	ING. DE PROYECTO:				DIBUJO N°
	MARCELO SALVADOR				003
	APR. DEL CLIENTE:				HOJA
					9 De 7
					REV.
					1

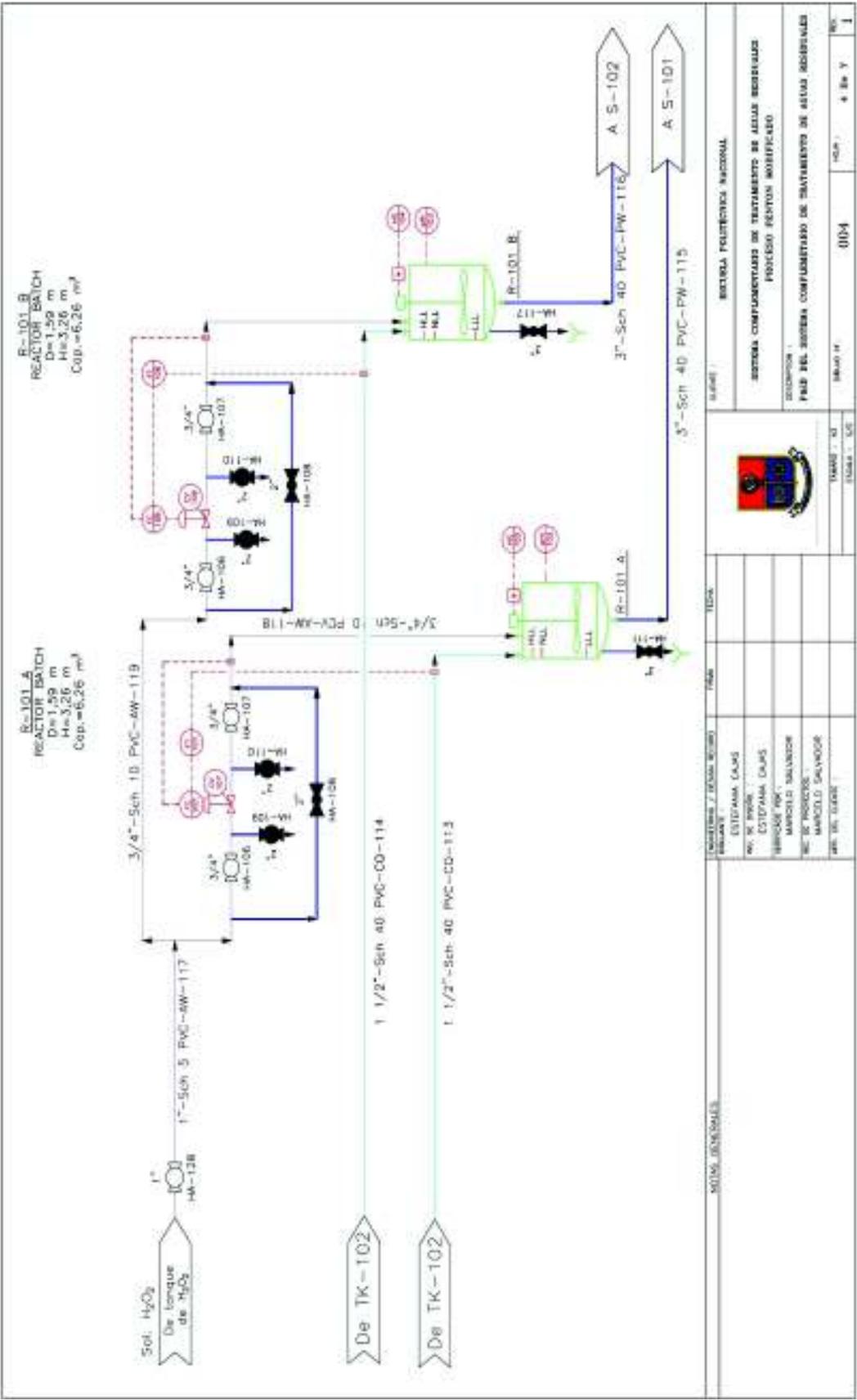


Figura 4.18. Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, reactores (segunda parte)

TITULARES / RESPONSABLES: ESTEFANIA CAJAS PVL RE BARRIO ESTEFANIA CAJAS MARCELO SALAZAR MARCELO SALAZAR MARCELO SALAZAR		TÍTULO: PLAN	ESCALA: 1:1	INSTITUCIÓN: ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
DESCRIPCIÓN: SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROCESO REACTOR BARRIO		FECHA: 01/04		
AUTORES: ESTEFANIA CAJAS PVL RE BARRIO ESTEFANIA CAJAS MARCELO SALAZAR MARCELO SALAZAR MARCELO SALAZAR		REVISOR: ESTEFANIA CAJAS		

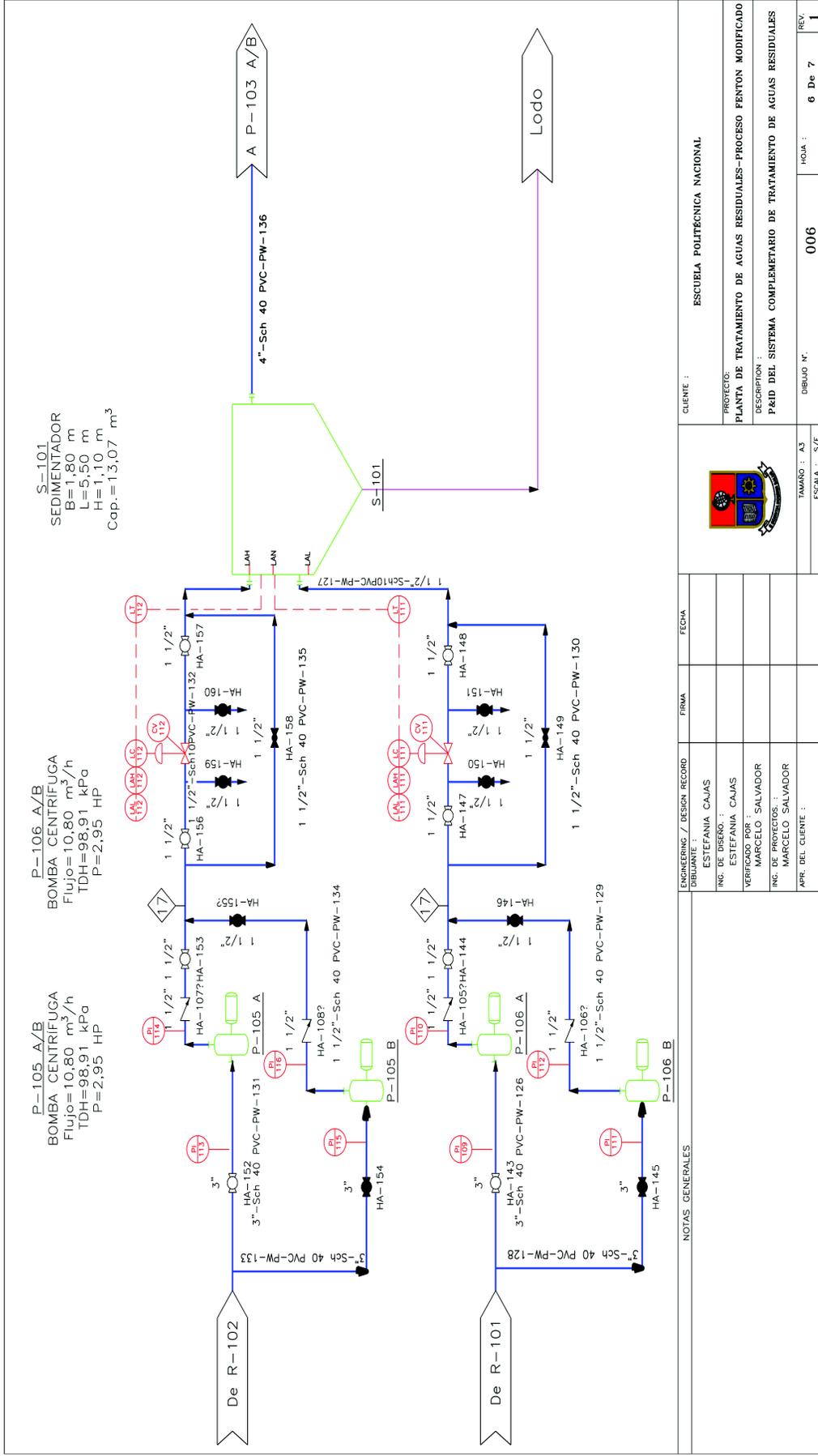


Figura 4.20. Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, tanque de sedimentación

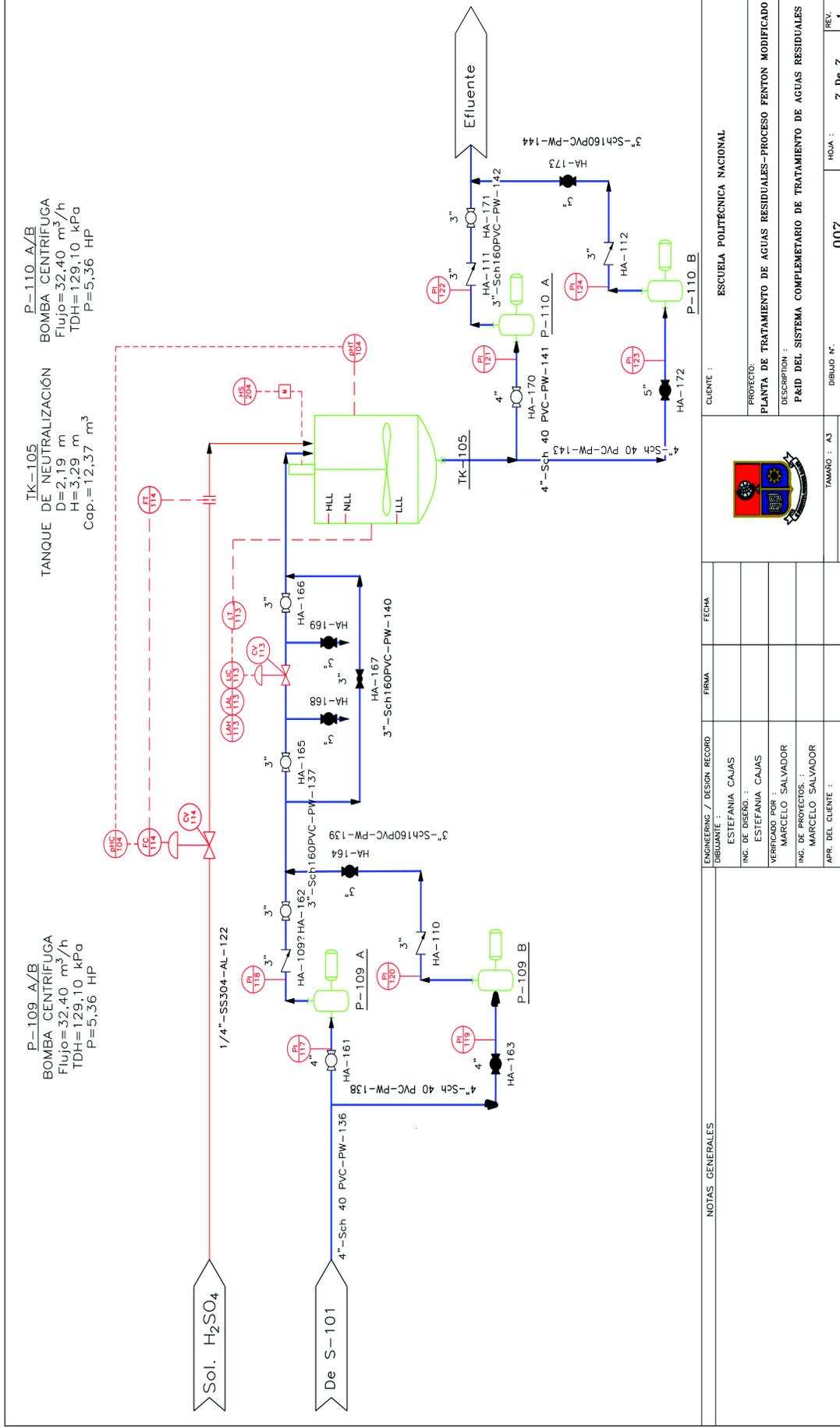


Figura 4.21. Diagrama P&ID del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, tanque de neutralización

TUBERIA E INSTRUMENTACIÓN			
<p>Accesorios de tubería</p> <ul style="list-style-type: none"> Conexión bridada Drenaje Placa orificio <p>Válvulas</p> <ul style="list-style-type: none"> Válvula de bola Válvula de retención Válvula de globo Válvula de pie Válvula de control de compuerta, con actuador tipo diafragma Reductor <p>Línea de instrumentación y tuberías</p> <ul style="list-style-type: none"> Línea principal Operación manual Línea de NaOH Línea de complejo Línea de H₂O₂ Línea de H₂SO₄ Señal eléctrica Señal de instrumentos 	<p>Conector de página</p> <ul style="list-style-type: none"> Servicio Destino/origen <p>Codigo de material</p> <ul style="list-style-type: none"> PVC Policloruro de vinilo PEAD Polietileno de alta densidad SS Acero inoxidable <p>Codigo de Equipos</p> <ul style="list-style-type: none"> TK Tanque R Reactor S Sedimentador P Bomba <p>Codigo de Servicio</p> <ul style="list-style-type: none"> PW Agua de proceso L Lodo CQ Complejo CL Caustico AW Agua ácida AL Ácido 	<p>Símbolos de instrumentos</p> <ul style="list-style-type: none"> Motor Instrumentación discreta Montado en el campo Instrumentación discreta Localización primaria normalmente accesible al operador <p>Símbolos de instrumentos</p> <ul style="list-style-type: none"> PI Indicador de presión FC Controlador de caudal FT Transmisor de caudal LC Controlador de nivel LT Transmisor de nivel LAH Alarma de alto nivel LAL Alarma de bajo nivel HS Interruptor manual pH Indicador de pH pHT Transmisor de pH D Diámetro H Altura Cap Capacidad P Potencia 	<p>Identificación de equipos</p> <p>X-xxx-Y/Z</p> <ul style="list-style-type: none"> Duplicado del equipo Número consecutivo del equipo Código de sección/área Código del equipo <p>Identificación del instrumento</p> <p>Z Variable medida</p> <p>XY Función del instrumento</p> <p>Número del Lazo</p>
<p>Identificación de línea de tuberías</p> <p>X"-YY-xxx-ZZ-A</p> <ul style="list-style-type: none"> Código de área Código de material Número de servicio Código de servicio Diámetro nominal 	<p>SÍMBOLO DE EQUIPOS EN EL PFD</p> <p>Tanques/Reactor/Sedimentador</p> <ul style="list-style-type: none"> Tanque de almacenamiento Tanque de sedimentación Reactor, Batch Tanque de neutralización <p>Bombas</p> <ul style="list-style-type: none"> Bomba centrífuga 	<p>SÍMBOLO DE EQUIPOS EN EL P&ID</p> <p>Tanques/Reactor/Sedimentador</p> <ul style="list-style-type: none"> Tanque de almacenamiento Tanque de sedimentación Reactor, Batch Tanque de neutralización <p>Bombas</p> <ul style="list-style-type: none"> Bomba centrífuga 	<p>Identificación de línea de tuberías</p> <p>X"-YY-xxx-ZZ-A</p> <ul style="list-style-type: none"> Código de área Código de material Número de servicio Código de servicio Diámetro nominal
<p>NOTAS GENERALES</p> <p>ENGINEERING / DESIGN RECORD: ESTEFANIA CAJAS</p> <p>ING. DE DISEÑO: ESTEFANIA CAJAS</p> <p>VERIFICACION: MARCELO SALVADOR</p> <p>ING. DE PROYECTOS: MARCELO SALVADOR</p> <p>APR. DEL CLIENTE:</p>			
<p>CLIENTE: ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL</p> <p>PROYECTO: SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROCESO FENTON MODIFICADO</p> <p>DESCRIPCION:</p>		<p>TAMANO: A3</p> <p>ESCALA: S/E</p>	
<p>DIBUJO N°: 001</p>		<p>HORA: 1 De 1</p>	
<p>REV. 1</p>		<p>REV. 1</p>	

Figura 4.22. Diagrama de simbología utilizada en los diagramas PFD y P&ID para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

4.1.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

4.1.7.1. Dimensionamiento de los equipos propuestos

En la Tabla 4.4 se presenta el volumen de operación, el volumen nominal y las dimensiones de los equipos principales que constituyen parte del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA con base en los cálculos realizados en el Anexo III.

Tabla 4.4. Dimensiones de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Equipo	Material	Volumen de operación (m ³)	Volumen nominal (m ³)	Dimensiones (m)
Tanque de almacenamiento del efluente	Concreto	77,76	93,31	Altura=4,58 Diámetro=5,09
Reactor	PRFV	5,22	6,26	Altura =3,26 Diámetro =1,59
Tanque de sedimentación	Concreto	10,89	13,07	Largo=5,50 Ancho=1,80 Altura =1,10
Tanque de neutralización	PRFV	10,31	12,37	Altura =3,28 Diámetro =2,19
Tanque del complejo	PRFV	1,48	1,78	Altura =2,15 Diámetro =1,04

(PRFV= Fibra de Vidrio y Resina poliéster)

En la Tabla 4.5 se presenta la presión de operación y la presión de diseño de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales con base en los cálculos realizados en el Anexo V.

Tabla 4.5. Presiones de operación y de diseño de los equipos principales

Equipo	Presión de operación (kPa)	Presión de diseño (kPa)
Tanque de almacenamiento del efluente	44,84	117,79
Tanque del complejo	21,10	94,05
Reactor	31,90	104,85
Tanque de sedimentación	10,76	83,72
Tanque de neutralización	32,14	105,09

En la Tabla 4.6 se presentan las especificaciones del sistema de tuberías (tramos de succión (Tramos s) y tramos de descarga (Tramos d)), la presión de succión (P_s) y la presión de descarga (P_d) de bombas, el tipo y coeficiente de flujo de válvula (C_v), para la operación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales.

Tabla 4.6. Especificaciones de las tuberías y sistema de bombeo para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Tubería	Diámetro nominal	Tubería	Válvula	Bomba
Tanque de almacenamiento a los reactores (TK-101 a R-101A y R-101B)	5" cédula 40 3" cédula 40 2" cédula 10	Tramo 1=4,50 m Tramo 2=13,00 m Tramo 3=5,80 m Material=PVC	Tipo= Bola $C_v=44,07$	TDH=101,81 kPa $P_s=37,77$ kPa $P_d=139,58$ kPa
Tanque de almacenamiento a los reactores (TK-101 a R-102A y R-102B)	5" cédula 40 3" cédula 40 2" cédula 10	Tramo 1=4,50 m Tramo 2=18,00 m Tramo 3=5,80 m Material=PVC	Tipo= Bola $C_v=44,07$	TDH=103,81 kPa $P_s=37,77$ kPa $P_d=141,58$ kPa

Tabla 4.6. Especificaciones de las tuberías y sistema de bombeo para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (continuación...)

Tubería	Diámetro nominal	Tubería	Válvula	Bomba
Tanque de almacenamiento de NaOH a los reactores (TK-104 a R-101A, R-101B, R-102A y R-102)	1" cédula 5 3/4" cédula 40 3/4" cédula 40	Tramo 1=0,50 m Tramo 1=1,00 m Tramo 2=4,00 m Tramo 3=9,00 m Material=PVC	Tipo= Bola Cv=3,42	TDH=241,59 kPa P _s =16,13 kPa P _d =257,72 kPa
Reactores al sedimentador (R-101A y R-101B a S-101)	3" cédula 40 1 1/2" cédula 40	Tramo s=2,50 m Tramo d=7,00 m Tipo=PVC	Tipo= Bola Cv=30,91	TDH=91,95 kPa P _s =29,36 kPa P _d =121,31 kPa
Reactores al sedimentador (R-102A y R-102B a S-102)	3" cédula 40 1 1/2" cédula 40	Tramo s=2,50 m Tramo d=7,00 m Tipo=PVC	Tipo= Bola Cv=30,91	TDH=91,95 kPa P _s =29,36 kPa P _d =121,31 kPa
Sedimentador al tanque de neutralización (S-101 a TK-105)	5" cédula 40 3" cédula 40	Tramo s=2,00 m Tramo d=5,60 m Tipo=PVC	Tipo= Bola Cv=92,27	TDH=92,92 kPa P _s =6,41 kPa P _d =99,33 kPa
Sedimentador al tanque de neutralización (S-102 a TK-106)	5" cédula 40 3" cédula 40	Tramo s=2,00 m Tramo d=5,60 m Tipo=PVC	Tipo= Bola Cv=92,27	TDH=92,92 kPa P _s =6,41 kPa P _d =99,33 kPa

En la Tabla 4.7 se presentan las especificaciones del sistema de tuberías, el tipo y coeficiente de flujo de válvula (Cv) y la presión de operación (P_{op}) para la

conducción por gravedad de los reactivos (complejo, H₂O₂ y H₂SO₄) para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales.

Tabla 4.7. Especificaciones de las tuberías y válvulas del sistema de bombeo para la alimentación de los reactivos (complejo, H₂O₂ y H₂SO₄)

Tubería	Diámetro nominal	Tubería	Válvula	Presión de operación (kPa)
Tanque de almacenamiento del complejo a los reactores (TK-102 a R-101A, R-101B, R-102A y R-102B)	2" cédula 5 1 1/2" cédula 40 1 1/2" cédula 40	Tramo1=1,00 m Tramo 2=2,00 m Tramo 3=2,50 m Material=PVC	Tipo= Bola Cv=11,80	P _{op} = 21,10
Tanque de almacenamiento de H ₂ O ₂ a los reactores (TK-103 a R-101A, R-101B, R-102A y R-102B)	1" cédula 5 3/4" cédula 40 3/4" cédula 40	Tramo 1=1,00 m Tramo 2=2,50 m Tramo 3=3,00 m Material=PVC	Tipo= Bola Cv=4,11	P _{op} = 16,61
Tanque de almacenamiento de H ₂ SO ₄ a los tanques de neutralización (TK-107 a TK-105 y TK-106)	1/4" cédula 40	Tramo 1=6,80 m Material=AISI 304	Tipo= Bola Cv=0,23	P _{op} = 25,02

4.1.7.2. Especificaciones de los equipos propuestos

Las hojas de especificación de los equipos principales y secundarios, detallan información sobre el fabricante, material de construcción, etiqueta del equipo en planta, dimensiones, parámetros de diseño, principio de funcionamiento y un esquema del equipo. Los equipos se seleccionaron de catálogos en función de los resultados de balances de masa y energía.

A partir de la Tabla 4.8 a la 4.19 se presentan las hojas de especificación de los equipos que conforman parte del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (Fibra Glass, 2017; Rotoplast, 2017; Inoxidables M/T, 2017; Bombas Hasa, 2016, pp. 18-20; Pedrollo, 2015).

Tabla 4.8. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento del efluente

HOJA DE ESPECIFICACIONES N°1	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento del efluente	
Material de construcción: Concreto	
Etiqueta de la planta: TK-101	
Dimensiones: Altura: 4,58 m Diámetro: 5,09 m	Características Técnicas: Presión de diseño: 10,58 psi Capacidad: 99,31 m ³
Principio de funcionamiento: El tanque permite almacenar el efluente previo al tratamiento mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA, por un tiempo de retención de 24 h, además permite homogeneizar el pH y el caudal del efluente mediante agitación	
Esquema del Equipo: <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: center;"> <div style="text-align: center;">  <p>5,09 m</p> </div> <div style="text-align: center;">  </div> </div> <div style="display: flex; justify-content: center; margin-top: 20px;"> <div style="text-align: center;">  <p>4,58 m</p> </div> </div>	

Tabla 4.9. Hoja de especificación del reactor batch

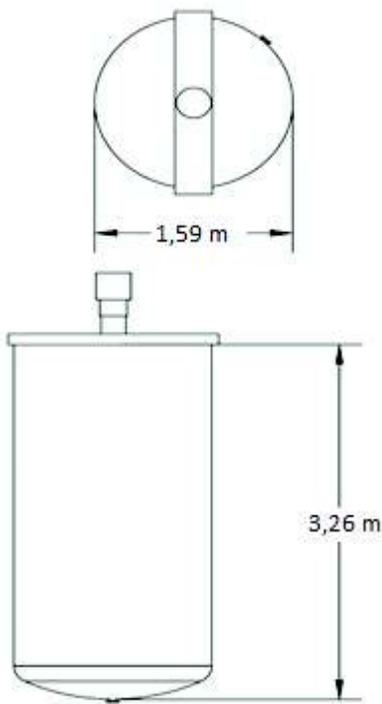
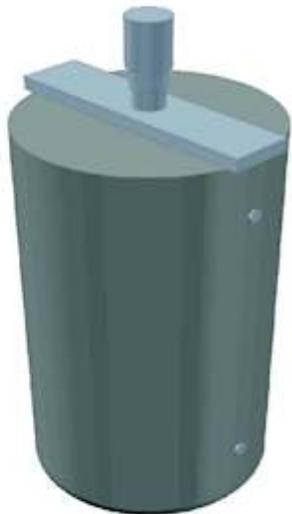
HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 2	
Nombre del equipo: Reactor	
Fabricante: Fibra Glass	Material de construcción: Fibra de vidrio y resina de poliéster (P.R.F.V) Etiqueta de la planta: R-101A, R-101B, R-102A y R-102B
Dimensiones: Diámetro: 1,59 m Altura: 3,26 m	Características Técnicas: Presión de diseño: 104,85 kPa Capacidad: 6,26 m ³
Principio de funcionamiento: En el reactor es un tanque de agitado de fondo toriesférico, en este se efectúa la reacción de oxidación (Fenton modificado) para la remoción de la carga contaminante presente en el efluente. El tanque opera a 18 °C y presión atmosférica.	
Esquema del Equipo: <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: center;">   </div>	

Tabla 4.10. Hoja de especificaciones del tanque de sedimentación

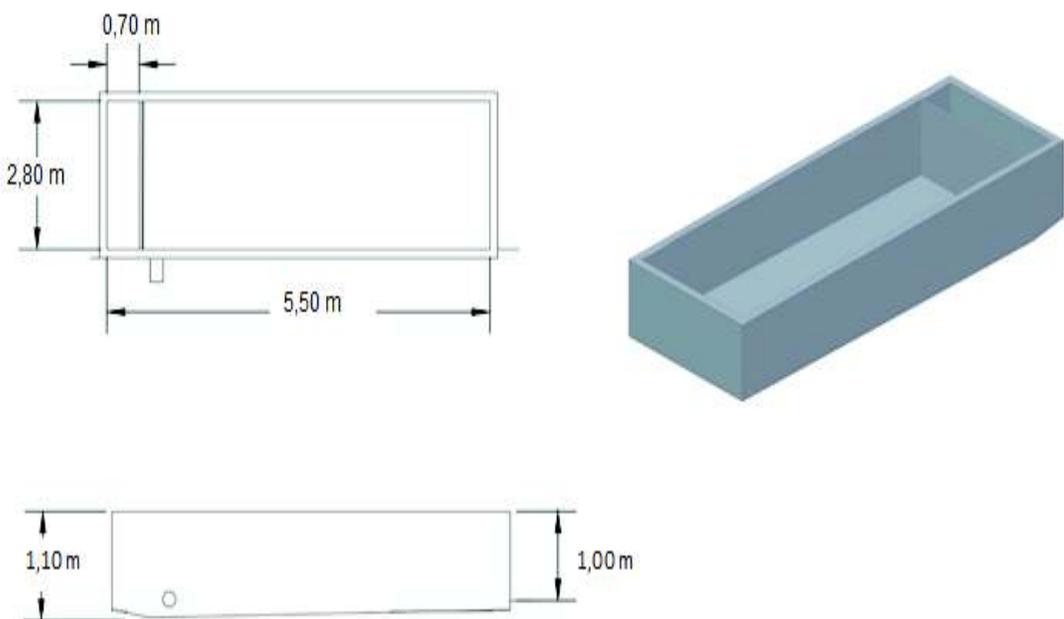
HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 3	
Nombre del equipo: Tanque de Sedimentación	
Material de construcción: Concreto	
Etiqueta de la planta: S-101 y S-102	
Dimensiones: Longitud: 5,47 m Ancho: 1,80 m Profundidad: 1,10 m	Características Técnicas: Presión de diseño: 12,15 psi Temperatura de diseño: 18,00 °C Capacidad: 10,83 m ³
Principio de funcionamiento: El sedimentador permite remover el material sedimentable del efluente por acción de la gravedad, en función de la diferencia de densidades. En el sedimentador se separa el hidróxido férrico, compuesto que se forma posterior a la etapa de coagulación durante el tratamiento del efluente.	
Esquema del Equipo: 	

Tabla 4.11. Hoja de especificaciones del tanque de neutralización

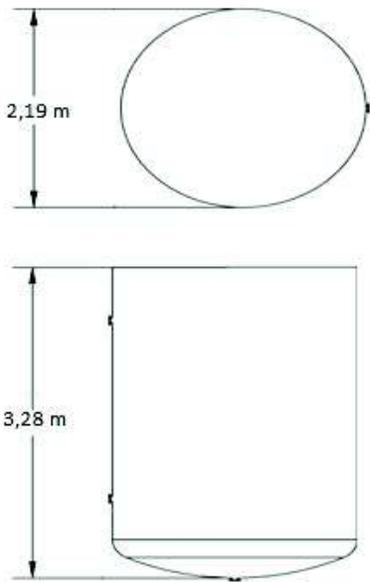
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 4	
Nombre del equipo: Tanque de neutralización	
Fabricante: Fibra Glass	Material de construcción: Fibra de vidrio y resina de poliéster (P.R.F.V)
	Etiqueta de la planta: TK-105 y TK-106
Dimensiones: Diámetro: 2,19 m Altura: 3,28 m	Características Técnicas: Presión de diseño: 105,09 kPa Temperatura de diseño: 18,00 °C Capacidad: 12,37 m ³
<p>Principio de funcionamiento:</p> <p>El tanque de neutralización ofrece una excelente resistencia química y durabilidad ante el ataque de soluciones químicas diluidas a temperatura ambiente en el rango de pH 4 a 12 aproximadamente. En el proceso de tratamiento de aguas residuales, al tanque se alimenta H₂SO₄ para la neutralización del efluente. Además el tanque dispone de un sistema de agitación para la mezcla del fluido.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: center;"> <div style="text-align: center;">  <p>Technical drawing of the tank. The top view shows a circle with a diameter of 2,19 m. The side view shows a cylinder with a height of 3,28 m and a hemispherical bottom.</p> </div> <div style="text-align: center;">  <p>Photograph of the white cylindrical tank in an outdoor setting, showing its height and a ladder on the side.</p> </div> </div>	

Tabla 4.12. Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento del complejo

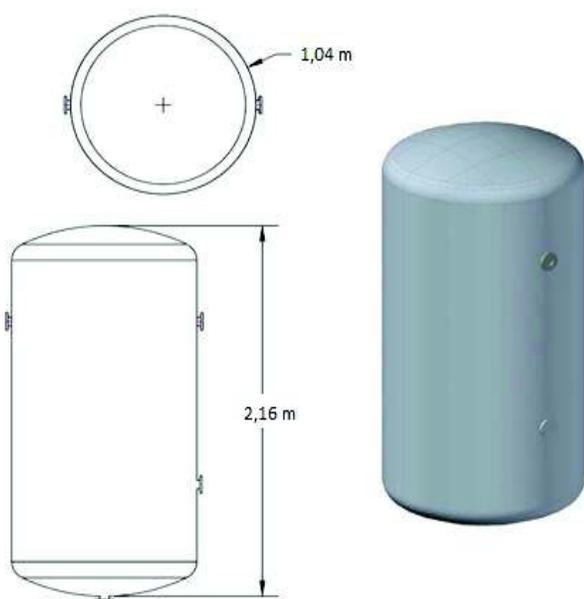
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 5	
Nombre del equipo: Tanque de formación y acondicionamiento del complejo	
Fabricante: Fibra Glass	Material de construcción: Fibra de vidrio y resina de poliéster (P.R.F.V)
	Etiqueta de la planta: TK-102
Dimensiones: Diámetro: 1,04 m Altura: 2,16 m	Características Técnicas: Presión de diseño: 94,05 kPa Temperatura de diseño: 18,00 °C Capacidad: 1,78 m ³
<p>Principio de funcionamiento:</p> <p>El tanque ofrece una excelente resistencia química y durabilidad ante el ataque de soluciones químicas diluidas a temperatura ambiente. En el proceso de tratamiento de aguas residuales, al tanque se alimenta las soluciones concentradas de EDTA y FeSO₄ para la formación del complejo y la solución de NaOH para el acondicionamiento del pH. El tanque dispone de un sistema de agitación para la mezcla de los reactivos.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> 	

Tabla 4.13. Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento de H₂O₂

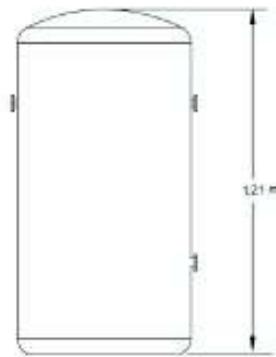
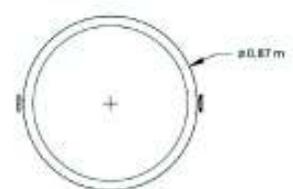
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 6	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de H ₂ O ₂	
Fabricante: Rotoplast	Material de construcción: Polietileno de alta densidad (PEAD)
	Etiqueta de la planta: TK-103
Dimensiones: Diámetro: 0,87 m Altura: 1,21 m	Características Técnicas: Capacidad: 0,60 m ³
<p>Principio de funcionamiento:</p> <p>En el tanque se almacena el H₂O₂ que se alimenta a la etapa de reacción para el tratamiento a partir del proceso de oxidación avanzada, Fenton modificado. El tanque está equipado con una ventilación de filtro continuo para manejar la generación de oxígeno a través de la descomposición natural del peróxido de hidrógeno.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: center;"> <div style="text-align: center;"> <p>Vista Frontal</p>  <p>Vista Superior</p>  </div> <div style="text-align: center;">  </div> <div style="text-align: center;">  </div> </div>	

Tabla 4.14. Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento de NaOH

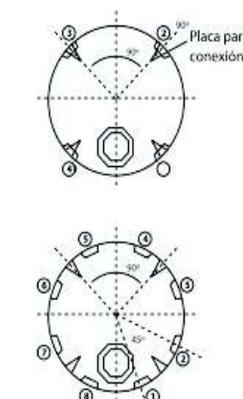
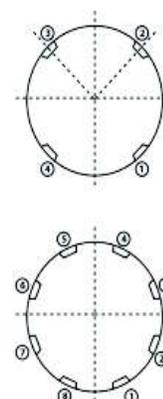
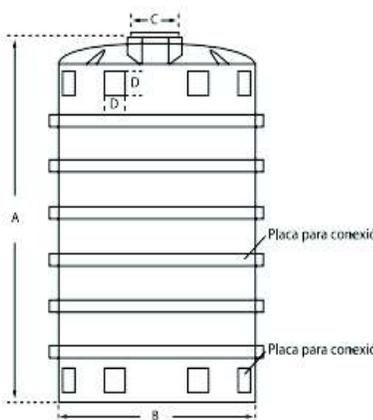
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 7	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de NaOH	
Fabricante: Rotoplas	Material de construcción: Polietileno de alta densidad (PEAD)
	Etiqueta de la planta: TK-104
Dimensiones: Diámetro: 1,77 m Altura: 2,20 m	Características Técnicas: Capacidad: 5,00 m ³ Temperatura de diseño: 40 °C
<p>Principio de funcionamiento:</p> <p>El tanque se almacena la solución de NaOH necesaria para el tratamiento del efluente. Este tanque presenta una excelente resistencia al ataque químico por acción de NaOH.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="text-align: center;">  </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 20px;"> <div style="text-align: center;"> <p>Vistas superiores</p>  </div> <div style="text-align: center;"> <p>Vistas inferiores</p>  </div> <div style="text-align: center;"> <p>Vista frontal</p>  </div> </div>	

Tabla 4.15. Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento de H₂SO₄

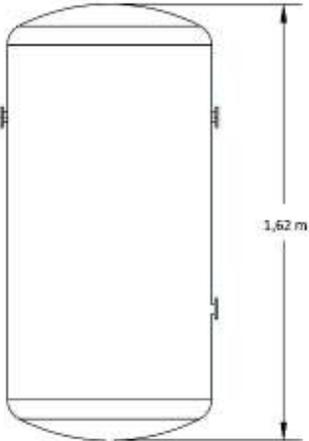
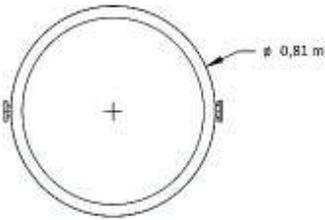
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 8	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de H ₂ SO ₄	
Fabricante: Inoxidables M/T	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
	Etiqueta de la planta: TK-107
Dimensiones: Diámetro: 0,81 m Altura: 1,62 m	Características Técnicas: Capacidad: 0,53 m ³
<p>Principio de funcionamiento:</p> <p>El tanque almacena H₂SO₄ al 98 % p/p para la neutralización del efluente durante el tratamiento de depuración. El tanque presenta una excelente resistencia al ataque químico por acción de H₂SO₄ en concentraciones mayores al 75 % p/p.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around; align-items: flex-start;"> <div style="text-align: center;"> <p>Vista Frontal</p>  </div> <div style="text-align: center;"> <p>Vista Superior</p>  </div> <div style="text-align: center;">  </div> </div>	

Tabla 4.16. Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento agua

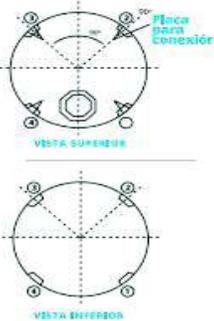
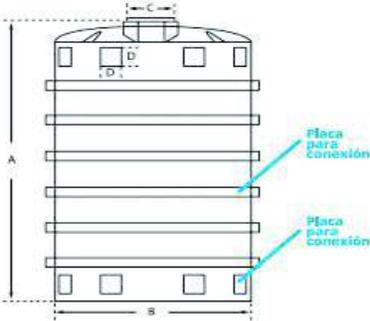
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 9	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento agua	
Fabricante: Rotoplas	Material de construcción: Polietileno de alta densidad (PEAD)
	Etiqueta de la planta: TK-108
Dimensiones: Diámetro: 2,20 m Altura: 3,10 m	Características Técnicas: Temperatura de diseño: 18,00 °C Capacidad: 10,00 m ³
<p>Principio de funcionamiento:</p> <p>El tanque almacena el volumen de agua de proceso, necesario para la preparación del complejo y para la limpieza de los equipos principales posterior al tratamiento del efluente. El tanque tiene la capacidad de almacenar el volumen de agua para el tratamiento de dos días de operación.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="text-align: center;">  </div> <div style="display: flex; justify-content: space-around; margin-top: 20px;"> <div style="text-align: center;">  </div> <div style="text-align: center;">  </div> </div>	

Tabla 4.17. Hoja de especificaciones bomba centrífuga 1

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 10	
Nombre del equipo: Bomba centrífuga	
Fabricante: Pedrollo	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
	Modelo: MCm30/50
	Etiqueta de la planta: P-103 A/B
<p>Características Técnicas: Potencia: 0,75 kW (1 HP) Caudal (mínimo-máximo): 20,0 a 180,0 L/min Altura (máxima-mínima): 31,0 a 16,0 m</p>	
<p>Principio de Funcionamiento: El fluido entra a través de una conexión de succión concéntrica al eje del elemento giratorio de la bomba llamado impulsor, este elemento incrementa la energía mecánica del fluido a partir del aprovechamiento de la acción de la fuerza centrífuga y la transforma en energía cinética y ésta a la vez en energía de presión. El fluido recibe la energía del impulsor y es expulsado hacia la voluta para la posterior descarga a través de una conexión tangencial.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="text-align: center;">  </div>	

Tabla 4.18. Hoja de especificaciones bomba centrífuga 2

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 11	
Nombre del equipo: Bomba centrífuga	
Fabricante: Bombas Hasa	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
	Modelo: M050-125 ^a
	Etiqueta de la planta: P-101 A/B; P-109 A/B; P-110 A/B
<p>Características Técnicas: Potencia: 4,0 kW (5,36 HP) Caudal (máximo): 42,0 m³/h Altura (máxima – mínima): 30,4 a 21,0 m</p>	
<p>Principio de Funcionamiento: El fluido entra a través de una conexión de succión concéntrica al eje del elemento giratorio de la bomba llamado impulsor, este elemento incrementa la energía mecánica del fluido a partir del aprovechamiento de la acción de la fuerza centrífuga y la transforma en energía cinética y ésta a la vez en energía de presión. El fluido recibe la energía del impulsor y es expulsado hacia la voluta para la posterior descarga a través de una conexión tangencial.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="text-align: center;">  </div>	

Tabla 4.19. Hoja de especificaciones bomba centrífuga 3

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 12	
Nombre del equipo: Bomba centrífuga	
Fabricante: Bombas Hasa	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
	Modelo: DW0-400 T
	Etiqueta de la planta: P-105 A/B; P-106 A/B
<p>Características Técnicas: Potencia: 2,2 kW (2,95 HP) Caudal (mínimo-máximo): 1 200 a 54 000 L/h Altura (máxima – mínima): 18 a 5 m</p>	
<p>Principio de Funcionamiento: El fluido entra a través de una conexión de succión concéntrica al eje del elemento giratorio de la bomba llamado impulsor, este elemento incrementa la energía mecánica del fluido a partir del aprovechamiento de la acción de la fuerza centrífuga y la transforma en energía cinética y ésta a la vez en energía de presión. El fluido recibe la energía del impulsor y es expulsado hacia la voluta para la posterior descarga a través de una conexión tangencial.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="text-align: center;">  </div>	

4.2. PROCESO DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

4.2.1. DIAGRAMAS DE BLOQUES BFD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

4.2.1.1. Diagrama de bloques BFD

La Figura 4.23 representa el diagrama de bloques (BFD) del sistema de recuperación de biogás. El diagrama ilustra la operación diaria del sistema propuesto.

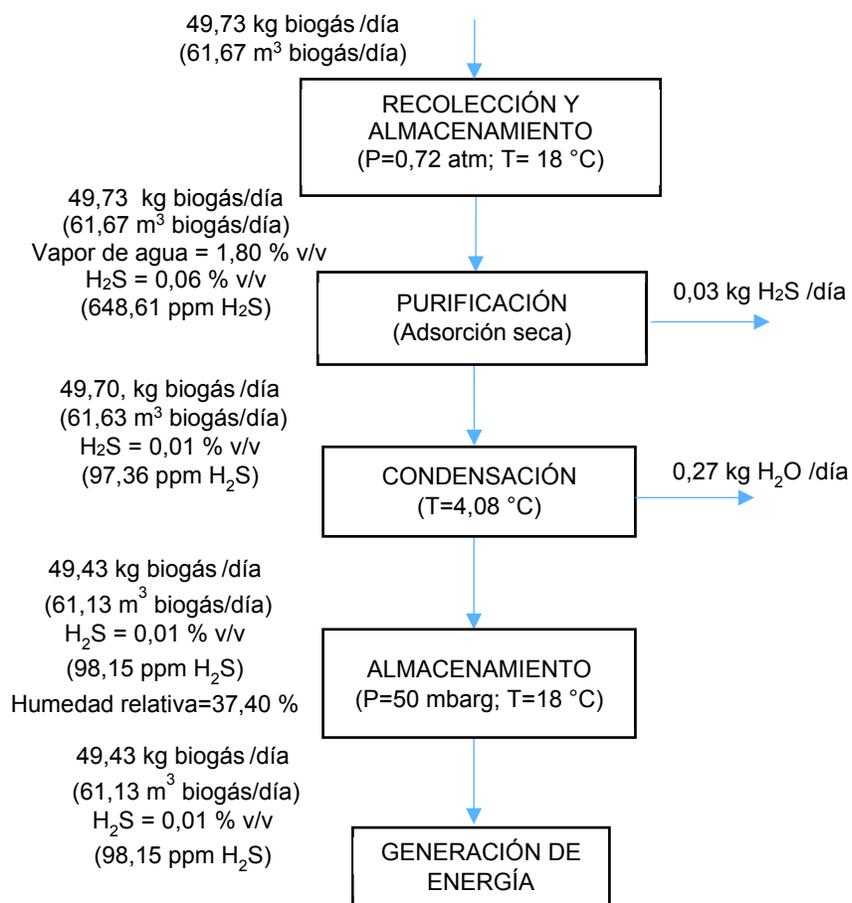


Figura 4.23. Diagrama de bloques del proceso de recuperación de biogás

4.2.2.2. Diagrama de flujo PFD

El diagrama de flujo (PFD) del sistema de recuperación de biogás, se presenta a través de la Figura 4.24.

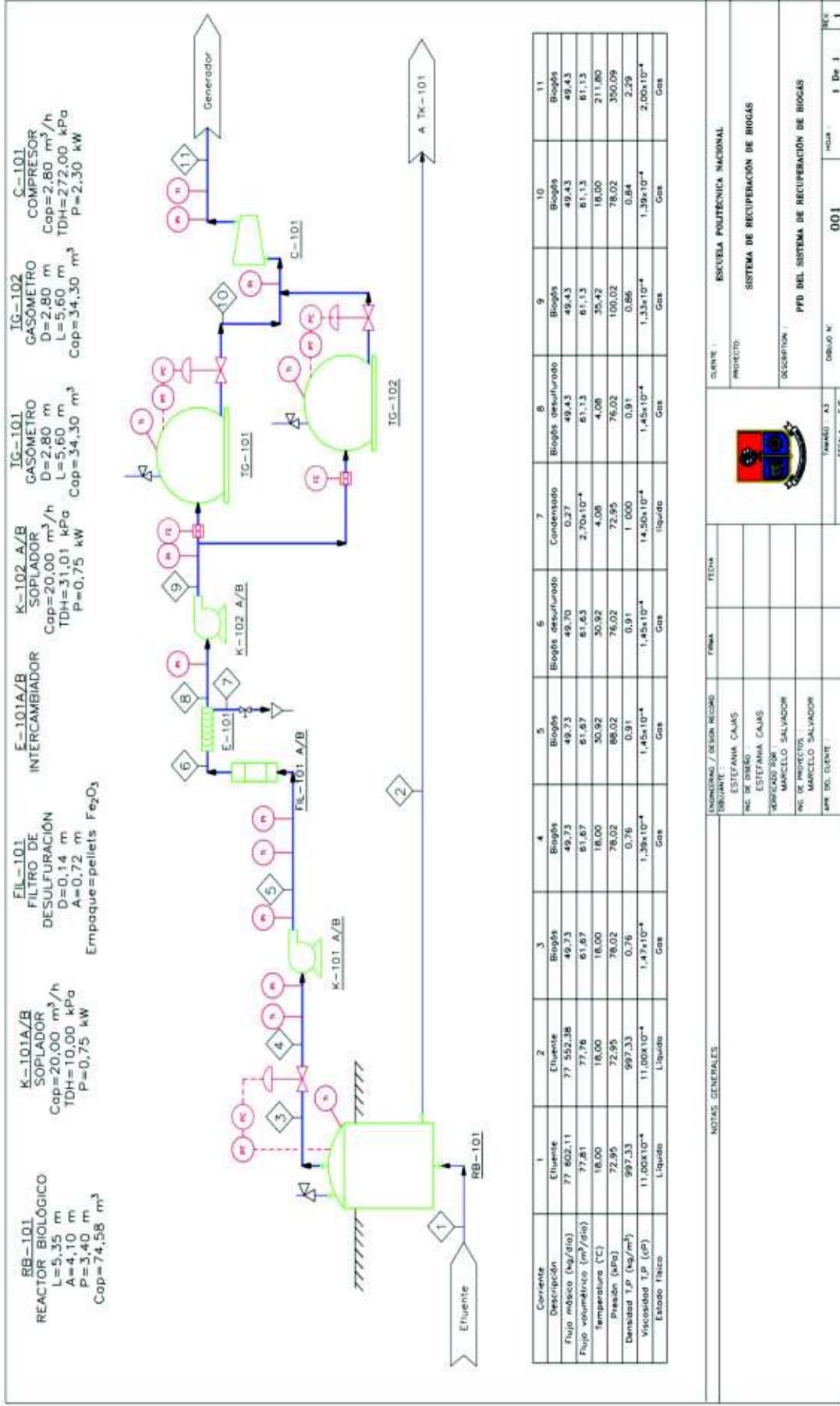


Figura 4.24. Diagrama de flujo del sistema de recuperación de biogás

4.2.2. BALANCE DE MASA

Mediante el balance de masa se determinó la cantidad de biogás libre de impurezas (vapor de agua y ácido sulfhídrico) disponible para la generación de energía eléctrica de acuerdo a los cálculos realizados en el Anexo I. En la Tabla 4.20 se presenta la masa de la corriente de biogás que pasa a través del sistema de recuperación de biogás a las condiciones de 18 °C y 0,72 atm.

Tabla 4.20. Balance de masa en el proceso de recuperación de biogás

Etapa	Alimentación o Descarga	Descripción	Masa (kg/día)	Volumen (m³/día)
Acumulación	3	Masa de biogás	49,73	61,67
Purificación	---	Ácido sulfhídrico que se remueve	0,03	----
Condensación	7	Condensado	0,27	2,70 x 10 ⁻⁴
Almacenamiento	9	Biogás desulfurado	49,43	61,13

4.2.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

El sistema de recuperación de biogás está diseñado para tratar y aprovechar el poder energético del 61,67 m³/día de biogás generado a partir de la degradación anaerobia de la materia orgánica presente en el efluente que ingresa a la PTAR del barrio Ubillús.

Para iniciar la operación del sistema de recuperación de biogás, se acumula periódicamente 8,77 m³ de biogás en el biodigestor (FAFA). La capacidad de almacenamiento del FAFA se cubre en un periodo de tiempo de 3,43 h en función a la tasa de producción de biogás de 2,56 m³/h. Para el proceso de recuperación de biogás, se planteó realizar un control periódico del efluente que ingresa y que descarga del biodigestor para evitar la acumulación de lodo y un control de presión durante la operación. Para los equipos de impulsión, soplador y compresor se planteó realizar un mantenimiento periódico en función de las horas de operación.

En la etapa de purificación se estableció el cambio del material de adsorción (óxido de hierro Fe_2O_3) ubicado en el filtro de desulfuración cada 30 días, con la finalidad de evitar la saturación del óxido y asegurar la remoción del H_2S a valores por debajo de 100 ppm a fin de evitar daños por corrosión en los equipos y accesorios ubicados en las etapas restantes del proceso, además para mantener niveles de emisión de SO_2 en cumplimiento a la normativa de emisión al aire desde fuentes fijas de combustión (Ministerio del Ambiente, 2003, p. 399).

La combustión del biogás en el microgenerador de energía, emite un gas de combustión con una concentración de 29,31 mg de SO_2/m^3 de gas a condiciones normales. Este valor está dentro del LMP de 1 500 mg de SO_2/m^3 de gas para la emisión del gas de combustión al aire desde fuentes fijas de combustión (Ministerio del Ambiente, 2003, p. 399).

En la etapa de condensación se planteó realizar periódicamente la purga del condensado del vapor de agua, a través de trampas de agua ubicadas en los puntos bajo de la tubería de conducción del biogás.

En los gasómetros de almacenamiento, se estableció realizar un control periódico de la presión durante su operación para evitar daños mecánicos. En estos equipos el biogás se almacena a baja presión (50 mbarg) previo al ingreso al microgenerador de energía eléctrica.

El sistema de recuperación de biogás permite generar 101,23 kW-h de energía eléctrica. De este valor se estimó distribuir 24,02 kW-h a la línea de recuperación de biogás para el funcionamiento de los equipos de impulsión de biogás y 77,21 kW-h para cubrir el 43,70 % del requerimiento de energía eléctrica necesario para la operación diaria del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales.

El suministro de energía eléctrica al sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, está disponible para su aprovechamiento, 15 días al mes (mes de 30 días), puesto que para la operación del microgenerador de energía, es

necesario almacenar la producción diaria de biogás en la etapa previa (etapa de almacenamiento).

4.2.4. BALANCE DE ENERGÍA

De acuerdo a las condiciones de operación consideradas para la generación de biogás, en la Tabla 4.21 se muestra la temperatura del biogás y la temperatura de operación de los equipos que conforman parte del sistema de recuperación de biogás de acuerdo a los cálculos realizados en el Anexo IV.

Tabla 4.21. Temperaturas de operación de los equipos que conforman el sistema de recuperación de biogás

Equipo	Temperatura del biogás (°C)	Temperatura de operación (°C)
Biodigestor FAFA	18,00	18,00
Ingreso al soplador 1	18,00	18,00
Salida del soplador 1	30,92	30,92
Ingreso al soplador 2	4,08	4,08
Salida del soplador 2	35,42	35,42
Gasómetro	18,00	18,00
Compresor	211,80	211,80

Para eliminar el vapor de agua mediante el proceso de condensación en la línea de recuperación de biogás, reduce la temperatura de gas de 30,92 °C (temperatura a la salida del compresor S-101) a 4,08 °C. El enfriamiento se realiza mediante un serpentín ubicado alrededor de la tubería de conducción de biogás. De acuerdo al cálculo realizado en el Anexo AII.2.1 el área de transferencia para el enfriamiento del biogás es 0,07 m² para una tubería 1 ½" cédula 40 con un diámetro externo de 1,66 pulg y una longitud de 0,53 m.

En la Tabla 4.22 se presenta el calor que debe transferirse para el enfriamiento del biogás.

Tabla 4.22. Calor que se transfiere en la etapa de condensación

Equipo	Calor (kW)
Serpentín	11,35

En la etapa de almacenamiento se consideró que el biogás que ingresa a la temperatura de 34,31 °C a efecto de la compresión por el soplador S-102, se enfría hasta los 18 °C (temperatura ambiente promedio del sector de Ubillús) por el contacto del tanque de almacenamiento con el ambiente externo.

En la Tabla 4.23 se presenta el calor que se transfiere para enfriar 8,77 m³ de biogás, en función al ciclo de operación del sistema de recuperación de biogás que consiste en: accionar la operación del sistema cada vez que en el FAFA se acumula 8,77 m³ biogás.

Tabla 4.23. Calor que se transfiere en el gasómetro para enfriamiento de biogás

Equipo	Calor (kW)
Gasómetro	8,14

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

4.2.5.1. DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT)

Para la implementación del sistema de recuperación de biogás se consideró un área de 387,50 m² del terreno que dispone la PTAR del barrio de Ubillús para proyectos de expansión.

En la Figura 4.25 se presenta el Layout del sistema de recuperación de biogás. En esta figura se muestra la disposición de los equipos: sopladores (K-101 A/B y K-102 A/B), filtro de desulfuración (FIL-101 A/B), gasómetros (TG-101 y TG-102), compresor (C-101) y microgenerador (G-101).

La distribución de los equipos se realizó bajo la consideración de factores como: costo de construcción y operación, comodidad de operación, seguridad, requerimientos del proceso y facilidad de mantenimiento.

De acuerdo a PDVSA (1995b), los equipos de impulsión de gas como: sopladores y compresores, pueden ubicarse a una distancia de 1,5 m entre sí, la separación entre tanques de almacenamiento horizontales no debe ser menor a 1,5 m y la separación mínima entre tanques atmosféricos es 1,0 m (pp. 8, 29). Por lo tanto la separación entre los equipos que conforman la línea de recuperación de biogás varía entre 1,5 a 5,0 m. Además se consideró el área que dispone la PTAR del barrio Ubillús para proyectos de expansión.

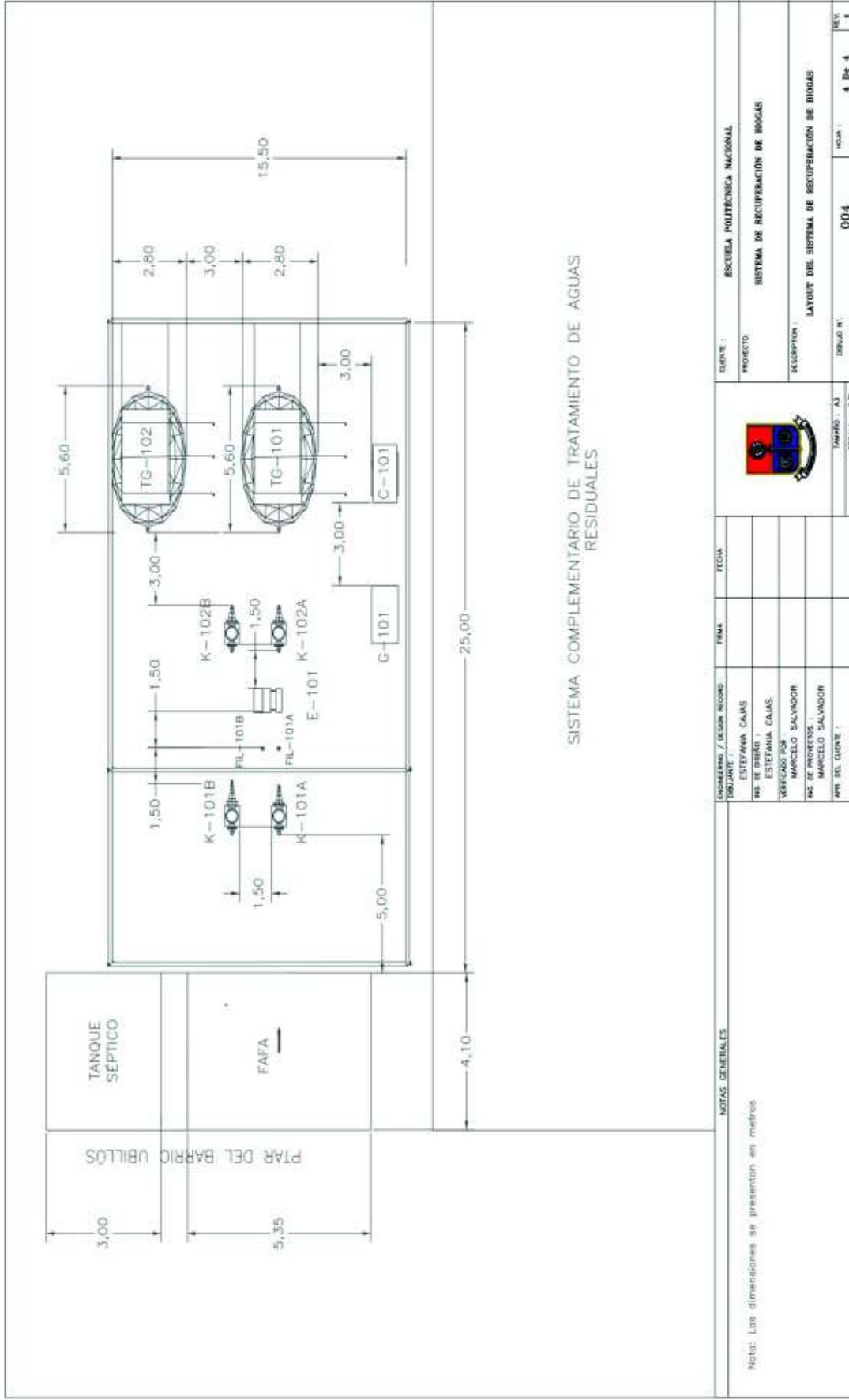


Figura 4.25. LAYOUT del sistema de recuperación de biogás

4.2.5.2. PLANOS DE ELEVACIÓN

Los diagramas de elevación de los equipos del sistema de recuperación de biogás: biodigestor anaerobio (FAFA), filtro de desulfuración y gasómetro se muestran en las Figuras 4.26 a la 4.28. Estas muestran la vista superior y la vista lateral del FAFA y gasómetro; y la vista frontal y superior del filtro de desulfuración.

Las Figura 4.29 y 4.30 presentan los plano de elevación del sistema de recuperación de biogás.

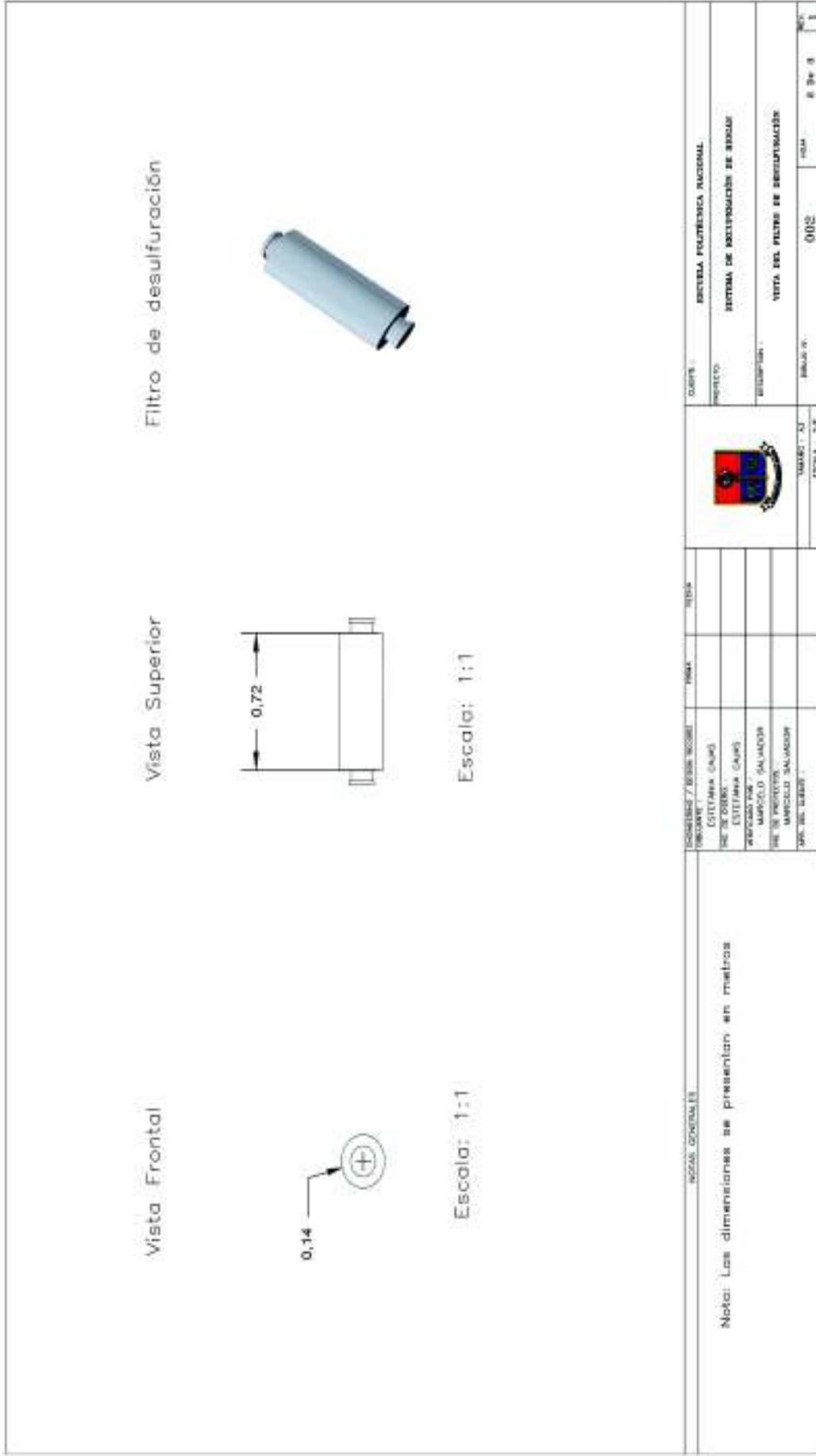


Figura 4.27. Plano de elevación del filtro de desulfuración (FIL-101)

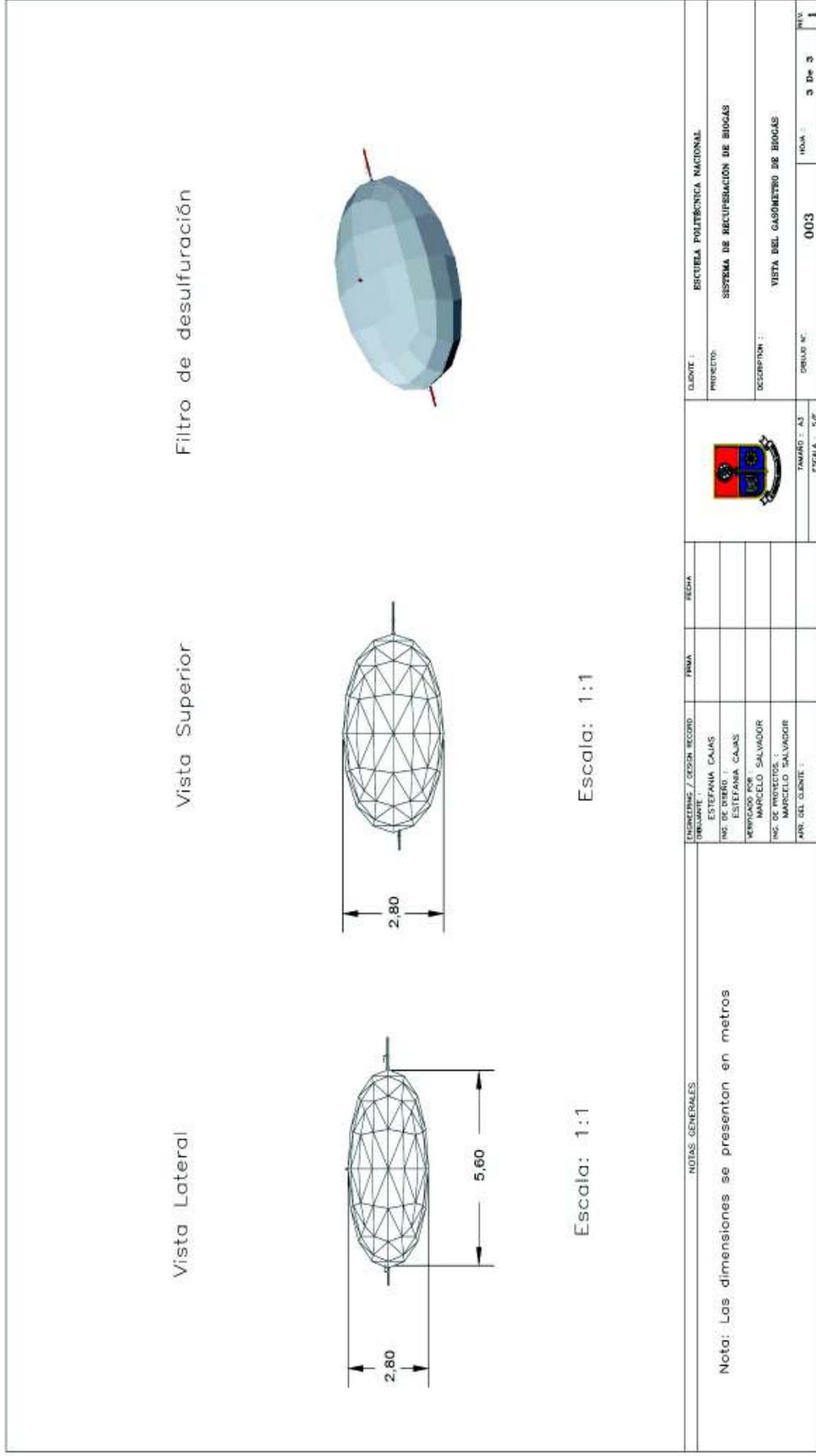


Figura 4.28. Plano de elevación del gasómetro de biogás (K-101)

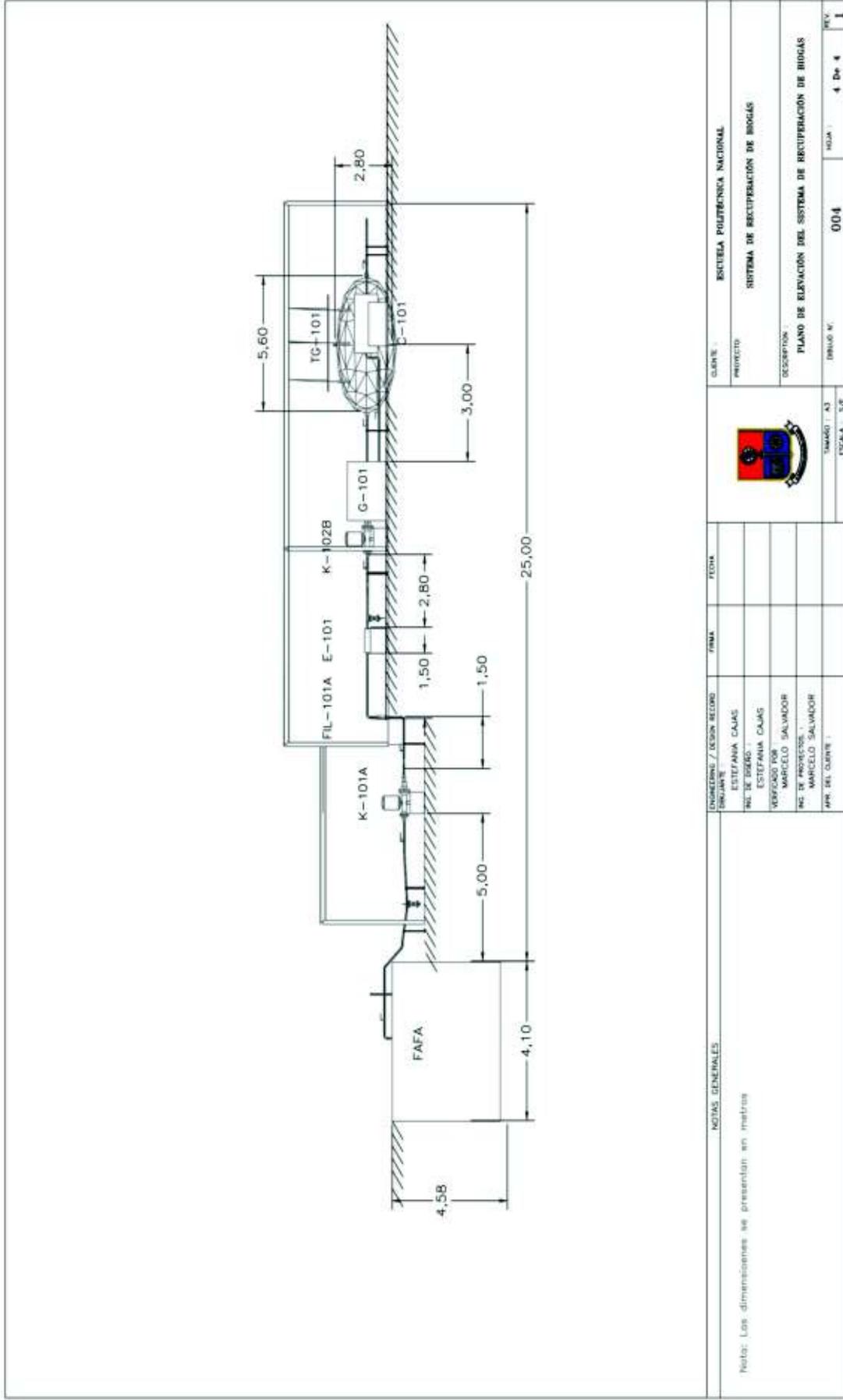


Figura 4.29. Plano de elevación del sistema de recuperación de biogás

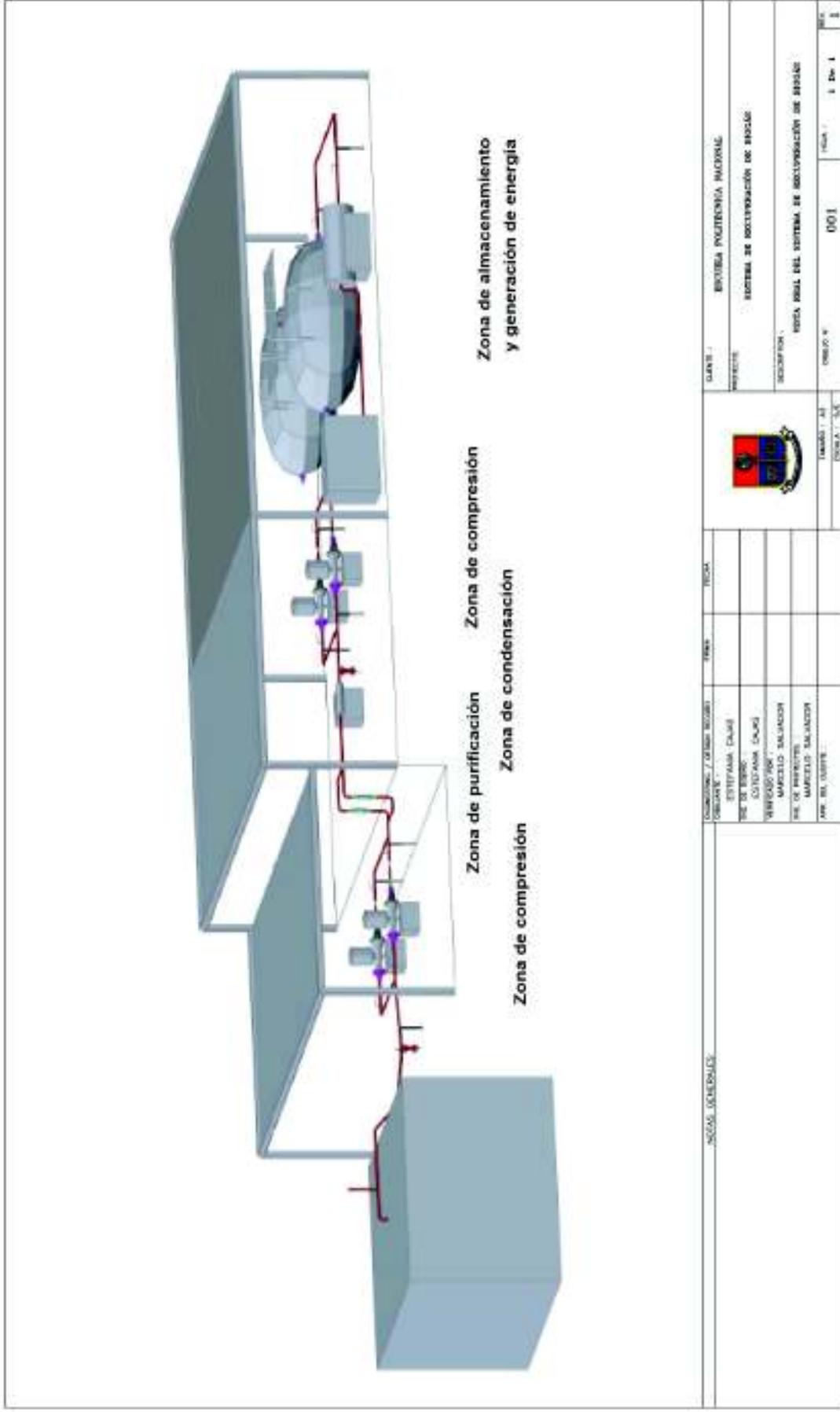


Figura 4.30. Plano de elevación del sistema de recuperación de biogás (vista 3D)

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

Los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) y control del sistema de recuperación de biogás se presentan mediante las Figura 4.31 y 4.32.

En la Figura 4.33 se presenta la simbología de instrumentos y tuberías para la elaboración del PFD y P&ID.

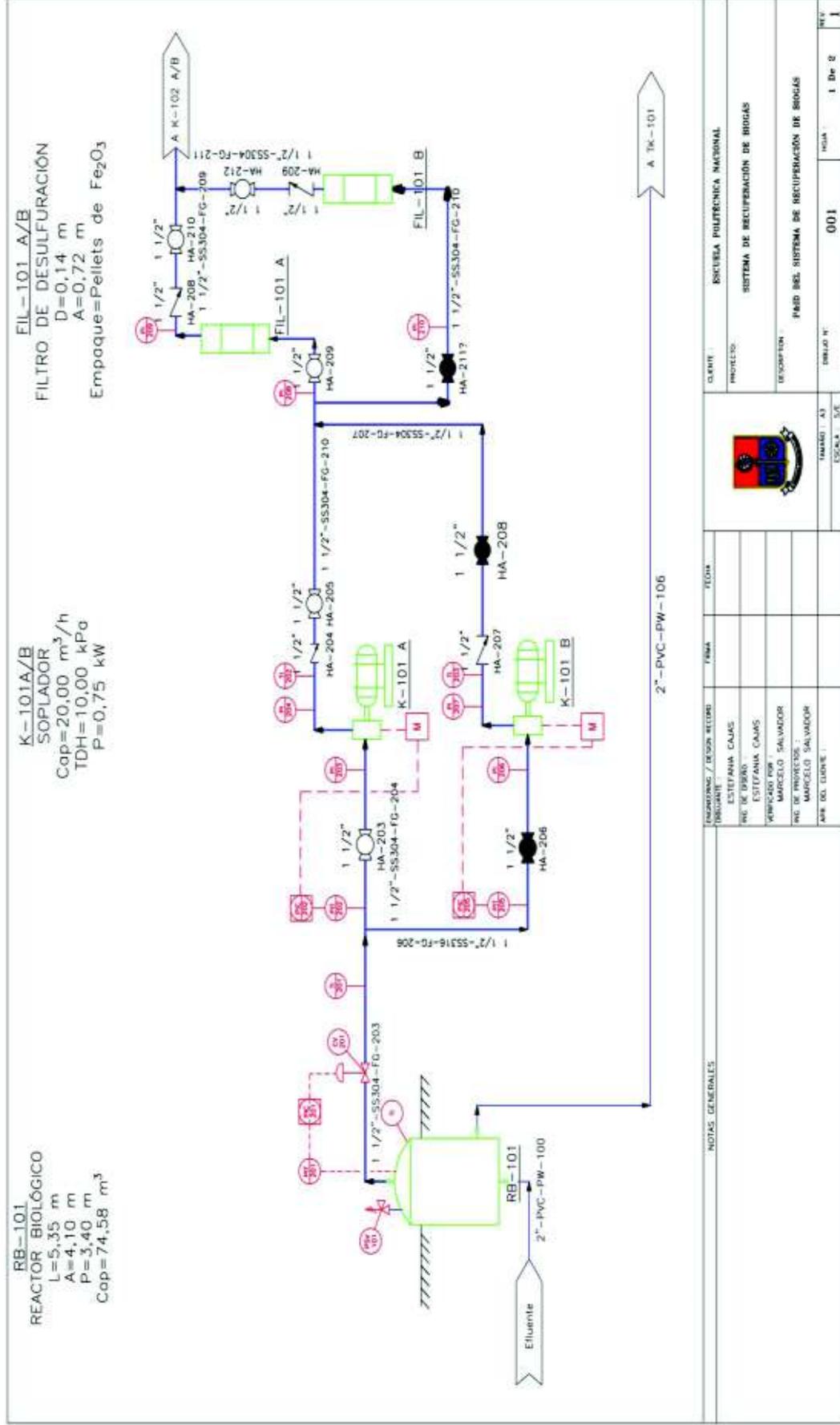


Figura 4.31. Diagrama P&ID del sistema de recuperación de biogás (primera parte)

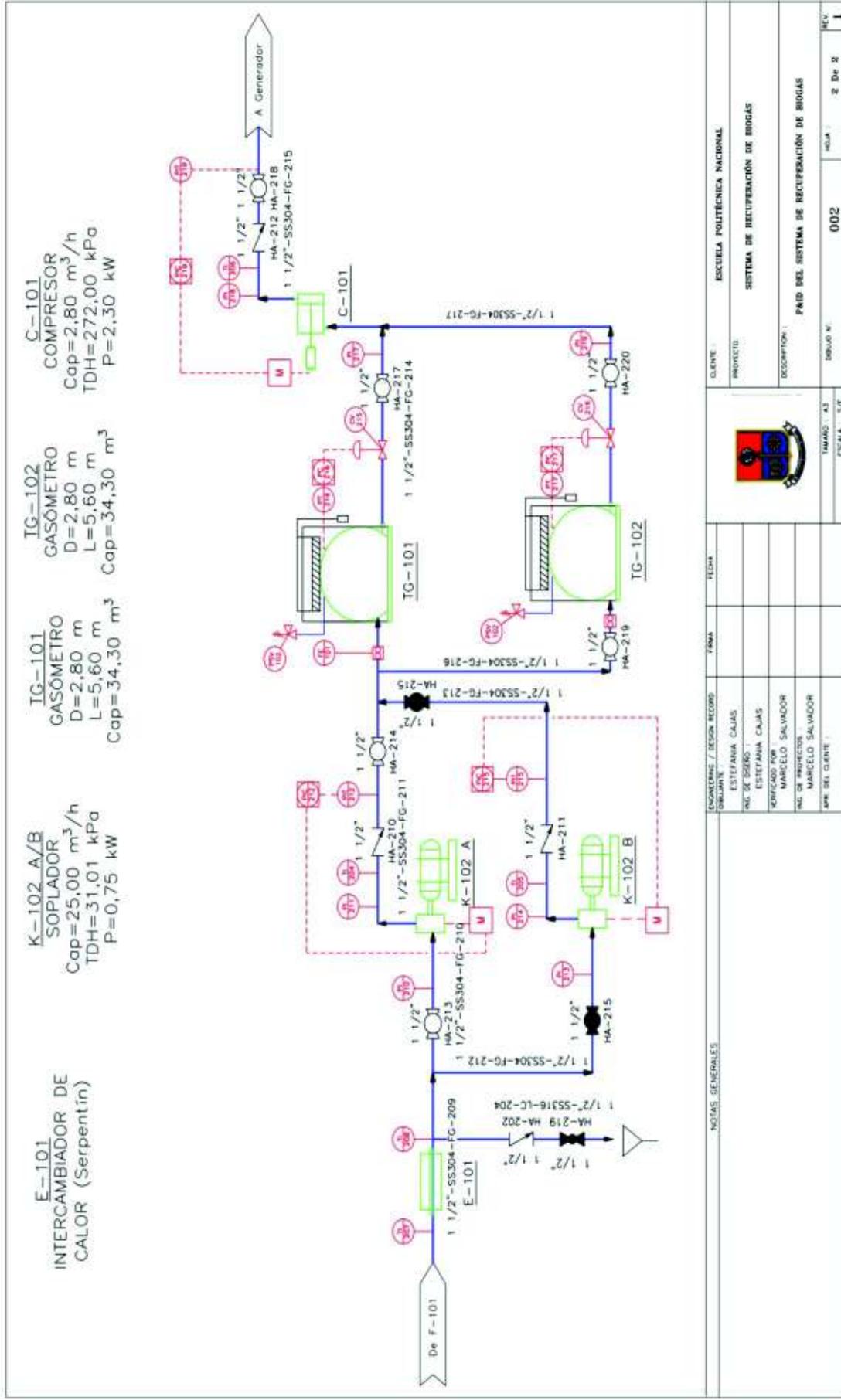


Figura 4.32. Diagrama P&ID del sistema de recuperación de biogás (segunda parte)

TUBERIA E INSTRUMENTACIÓN			
<p>Accesorios de tubería</p> <ul style="list-style-type: none"> Conexión bridada Drenaje cerrado Medidor tipo turbina <p>Válvulas</p> <ul style="list-style-type: none"> Válvula de bola Válvula de retención Válvula de globo Válvula de alivio de presión Válvula de control de compuerta, con actuador tipo diafragma 	<p>Conector de página</p> <p>Servicio</p> <p>Destino/origen</p> <p>Código de material</p> <p>SS Acero inoxidable</p> <p>Código de Equipos</p> <p>G Casómetro</p> <p>R Reactor</p> <p>K Soplador</p> <p>C Compresor</p> <p>G Generador de energía eléctrica</p> <p>Código de Servicio</p> <p>FG Gas combustible</p> <p>LC Condensado de baja presión</p>	<p>Símbolos de instrumentos</p> <p>Motor</p> <p>Instrumentación discreta Montada en el campo</p> <p>Instrumentación, discada Localización primaria normalmente accesible al operador</p> <p>Instrumentación con funciones o paradas compartida Localización primaria normalmente accesible al operador</p> <p>Símbolos de instrumentación y tuberías</p> <p>Línea principal</p> <p>Señal eléctrica</p> <p>Señal de instrumentos</p>	<p>Identificación de equipos</p> <p>X-xxx-y/z</p> <p>Digitado del equipo</p> <p>Número consecutivo del equipo</p> <p>Código de sección/area</p> <p>Código del equipo</p> <p>Identificación del instrumento</p> <p>Z Variable medida</p> <p>XY Función del instrumento</p> <p>Número del lazo</p> <p>Identificación de línea de tuberías</p> <p>Xⁿ-yy-xxx-zz-A</p> <p>Código de área</p> <p>Código de material</p> <p>Número de servicio</p> <p>Código de servicio</p> <p>Dímetro nominal</p>
<p>Simbolos de instrumentación</p> <p>PI Indicador de presión</p> <p>PIC Indicador controlador de presión</p> <p>PT Transmisor de presión</p> <p>FE Elemento de caudal</p> <p>TI Indicador de temperatura</p> <p>PIT Indicador transmisor de presión</p> <p>D Diámetro</p> <p>H Altura</p> <p>Cap Capacidad</p> <p>P Potencia</p>			
<p>Simbolo de equipos en el PFD</p> <p>Biodigestor/Filtro/Gasómetro</p> <p>Biodigestor anserbia FAFA</p> <p>Filtro de desulfuración</p> <p>Serpentin</p> <p>Tanque de almacenamiento</p> <p>Soplador</p> <p>Compresor</p>		<p>Simbolo de equipos en el P&ID</p> <p>Biodigestor/Filtro/Gasómetro</p> <p>Biodigestor anserbia FAFA</p> <p>Filtro de desulfuración</p> <p>Serpentin</p> <p>Tanque de almacenamiento</p> <p>Soplador</p> <p>Compresor</p>	
<p>NOTAS GENERALES</p> <p>LOCACION / DEAR RECORD</p> <p>ESTEFANIA CAJAS</p> <p>ING. ESTEFANIA CAJAS</p> <p>WITELAND SIM</p> <p>MARCELO SALVADOR</p> <p>ING. MARCELO SALVADOR</p> <p>BYN DEL CLIENTE</p>			
<p>FECHA</p> <p>ESCALA: S/E</p>		<p>CLIENTE</p> <p>ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL</p> <p>PROYECTO</p> <p>SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOMAS</p> <p>DESCRIPCIÓN</p> <p>DIAGRAMA DE SIMBOLOGIA</p>	
<p>NOVA: 001</p>		<p>HOJA: 1 De 1</p>	

Figura 4.33. Diagrama de simbología para los diagramas PFD y P&ID del sistema de recuperación de biogás

4.2.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

4.2.7.1. Dimensionamiento de los equipos propuestos

En la Tabla 4.24 se presentan las dimensiones de los equipos principales y secundarios del sistema de recuperación de biogás de acuerdo a los cálculos realizados en el Anexo III.

Tabla 4.24. Dimensiones de los equipos principales y secundarios del sistema de recuperación de biogás

Equipo	Material	Volumen de operación (m ³)	Volumen nominal (m ³)	Dimensiones (m)
Biodigestor* FAFA	Concreto	-----	74,58	Altura=3,40 Longitud=5,35 Ancho=4,10
Filtro de desulfuración	PVC	-----	----	Longitud =0,72 Diámetro =0,14
Gasómetros de almacenamiento de biogás	PVC	28,58	34,30	Diámetro=2,80 Longitud=5,60

(*Planos del FAFA, EPMAPS)

En la Tabla 4.25 se presenta la presión de operación y la presión de diseño de los equipos principales y secundarios del sistema de recuperación de biogás con base en los cálculos realizados en el Anexo V.

Tabla 4.25. Presiones de operación y de diseño de los equipos principales del sistema de recuperación de biogás

Equipo	Presión de operación (kPa)	Presión de diseño (kPa)
Biodigestor FAFA	78,02	150,97
Filtro de desulfuración	88,02	160,97
Gasómetros	78,02	150,97

4.2.7.2. Especificaciones de los equipos propuestos

Las especificaciones de los equipos principales y equipos secundarios se determinaron en función del balance de masa, energía y requerimientos del sistema de recuperación de biogás.

Las especificaciones muestran la información relacionada a las dimensiones, la presión de operación, la presión de diseño, el material de construcción, el principio de funcionamiento, el esquema de los equipos y nombre del fabricante.

A partir de la Tabla 4.26 a la Tabla 4.29 se presenta la hoja de especificaciones de los equipos que conforman parte del sistema de recuperación de biogás (MaproBioGas Technology, 2017, p. 10; Chongqing Wangliyuan Agricultural Development Co., Ltd., 2017; KW Energy, 2014, p. 1).

Tabla 4.26. Hoja de especificación del soplador

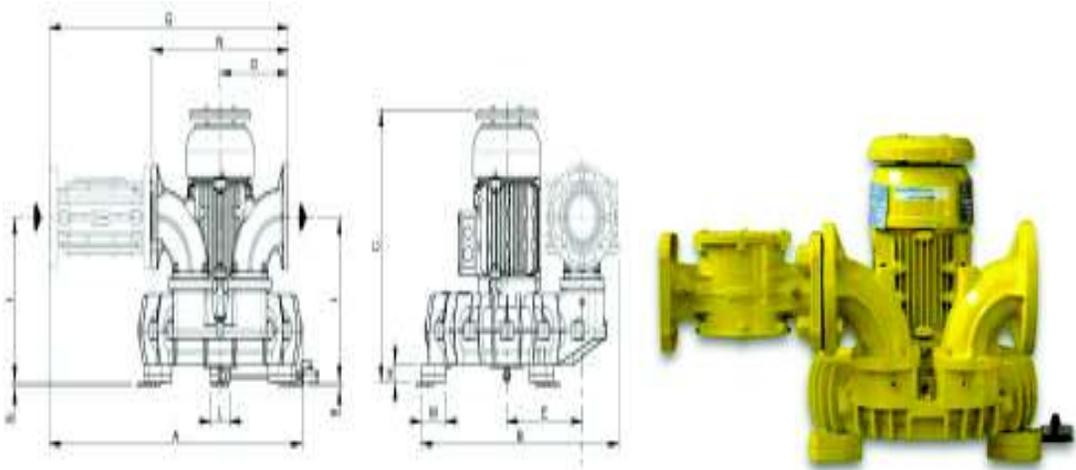
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 13																	
Nombre del equipo: Soplador																	
Fabricante: MaproBioGas Technology		Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304															
		Modelo: CL 10/01 VG															
		Etiqueta de la planta: S-101 A/B y S-102 A/B															
Características Técnicas:																	
Potencia: 0,75-1,10 kW (1,00-1,48 HP)																	
Flujo: 11 a 30 m ³ /h																	
Presión de succión: 10 mbar																	
Presión de descarga: 150 a 200 mbar																	
Peso: 41,00 kg																	
Principio de Funcionamiento:																	
El incremento de la presión del gas aspirado se produce por la creación de una serie de vórtices provocados por los cilindros centrífugos del impulsor. Mientras el impulsor está girando, las paletas forzan al gas hacia abajo y debido al empuje centrífugo hacia afuera, produce un movimiento helicoidal. Durante este movimiento, el gas se vuelve a comprimir repetidamente con un consiguiente aumento de la presión.																	
Esquema del Equipo:																	
																	
Tipo macchina <i>Machine type</i>	Potenze motori a 50Hz <i>50Hz motor powers [kW]</i>	A	B	C	ϕD	E	ϕF	G	H	I	L	M	N	O	ASPIRAZIONE <i>INLET</i>	MANDATA <i>OUTLET</i>	Peso <i>Weight</i>
CL 10/01 VG	0,75 - 1,1	555	420	411	370	145	10	530	32	210	55	70	300	150	EN 1092-1 PN16 DN50	EN 1092-1 PN16 DN50	41 [kg]

Tabla 4.27. Hoja de especificación del gasómetro de almacenamiento de biogás

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 14	
Nombre del equipo: Bolsa de almacenamiento de biogás	
Fabricante: Chongqing Wangliyuan Agricultural Development Co.	Material de construcción: Tejido de poliéster recubierto con PVC
	Etiqueta de la planta: G-101
Características Técnicas: Capacidad: 37,51 m ³ Presión de diseño: 20 a 50 mbar Resiste a temperaturas entre 30 a 60 °C	Dimensiones: D=3,34 m H=4,00 m
<p>Principio de Funcionamiento:</p> <p>El gasómetro almacena el biogás a bajas presiones previo a su utilización. La toma de gas y el llenado de la bolsa se lleva a cabo mediante conexiones en superficies fijas. La instalación de este sistema se ubica en construcciones de acero u hormigón para absorber las cargas externas. La bolsa de biogás está equipada con una válvula de seguridad y un sistema de control de presión.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="text-align: center;">  </div>	

Tabla 4.28. Hoja de especificación del compresor de impulsión de biogás

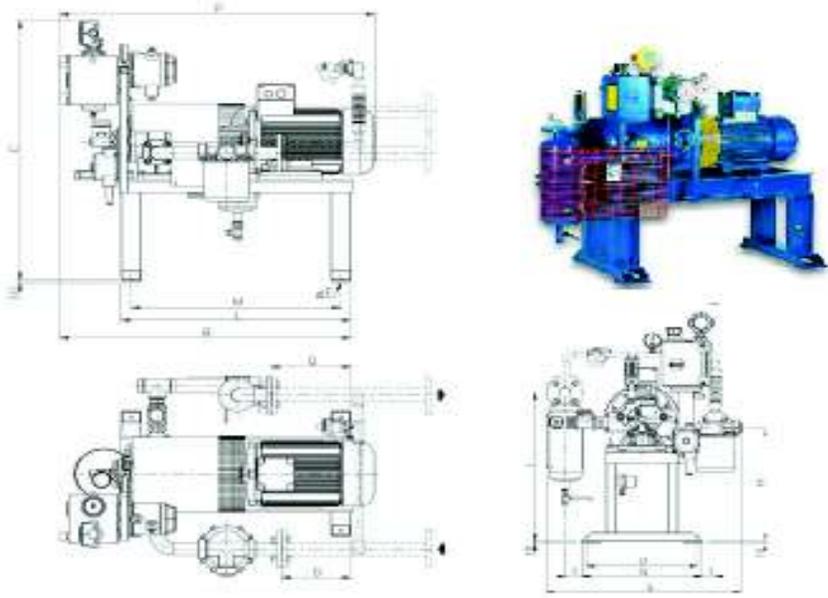
HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 15																		
Nombre del equipo: Compresor de desplazamiento positivo																		
Fabricante: MaproBioGas Technology		Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304																
		Modelo: RF 4G																
		Etiqueta de la planta: K-101 A/B																
Características Técnicas:																		
Potencia: 2,30 kW (3,08 HP)																		
Flujo: 22,00 m ³ /h																		
Presión de descarga: 2,50 mbarg																		
Principio de Funcionamiento:																		
El principio de funcionamiento del compresor , se basa en la disminución del volumen del gas contenido en la cámara de compresión e incremento de la presión interna hasta llegar a la presión prevista.																		
Esquema del Equipo:																		
																		
Tipo compressore <i>Compressor type</i>	A	B	C	D	E	ϕ F	G	H	I	L	M	N	O	P	Q	ASPIRAZIONE <i>INLET</i>	MANDATA <i>OUTLET</i>	Peso <i>Weight</i> [kg]
RF 4 G	700	800	985	115	40	13	100	505	750	550	490	350	300	850	150	EN 1092-1 PN16 DN25	EN 1092-1 PN16 DN20	140

Tabla 4.29. Hoja de especificación microgenerador de energía a biogás

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 16	
Nombre del equipo: Generador	
Fabricante: KW Energy	Material de construcción: Acero inoxidable AISI 304
	Modelo: Moto generador BIOCYS C40
	Etiqueta de la planta: MG-101
Dimensionamiento: Ancho 228,00 cm Largo: 105,00 cm Altura: 12,00 cm	Características Técnicas: Potencia: 7,50 kW Rendimiento eléctrico neto: 27,60 % Presión de entrada del combustible: 1,00 kPa-5,50 kPa Combustible: Biogás (CH ₄ > 55,00 %) 2,40 m ³ /h
<p>Principio de Funcionamiento:</p> <p>El generador es una máquina de combustión, en éste, el biogás que se alimenta se quema en una cámara de combustión, la energía de los gases de escape proporcionan fuerza a un alternador para producir energía eléctrica. La energía generada puede conectarse a la red eléctrica o puede aprovecharse para el uso diario industrial.</p>	
<p>Esquema del Equipo:</p> <div style="text-align: center;">  </div>	

5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación económica para el diseño del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA y del sistema de recuperación de biogás, consiste en determinar los costos preliminares de implementación y de operación a partir del cálculo de los costos directos, los costos indirectos y los costos operativos.

El cálculo de los costos directos, los costos indirectos y los costos operativos para los sistemas de propuestos se presentan en el Anexo VII.

5.1. COSTO DIRECTO

Los costos directos, incluyen todas las erogaciones relacionadas directamente al proceso de tratamiento de aguas residuales y al proceso de recuperación biogás. Este valor incluye el rubro por adquisición de equipos y accesorios.

De acuerdo al Servicio Nacional de Aduana del Ecuador (SENAE) para productos de importación se debe considerar un incremento al valor de importación en función a la subpartida arancelaria del producto de interés. Sin embargo acogiéndose al artículo 125 de la Resolución No. SENAE-DGN-2012-0149-RE dictada por SENAE a la fecha 23 de abril del 2012, se exenta de todos los pagos a los tributos del comercio exterior, excepto la tasa por servicios aduaneros, a las importaciones que realicen instituciones, empresas y organismos del sector público para la ejecución de proyectos orientados al servicio de la población (SENAE, 2012, p. 2).

En las Tablas 5.1 y 5.2 se presentan los costos totales de los equipos principales, secundarios, tuberías y accesorios para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales y el sistema de recuperación de biogás respectivamente.

Tabla 5.1. Costo directo para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Equipos	Cantidad	Costo Unitario + IVA (USD)	Costo total (USD)
Equipos principales			
Reactor Batch	4	17 663,40	70 653,59
Tanque-complejo	1	6 588,99	6 588,99
Tanque de neutralización	2	18 671,40	37 342,79
Equipos Secundarios			
Bomba centrífuga (1HP)	2	220,00	440,00
Bomba centrífuga (2,95 HP)	2	246,13	492,26
Bomba centrífuga (5,36 HP)	2	325,60	651,20
Tanque - H ₂ SO ₄	1	2 441,60	2 441,60
Tanque – agua	1	394,96	394,96
Tanque – NaOH	1	3 215,59	3 215,59
Tanque - H ₂ O ₂	1	1 380,21	1 380,21
Tuberías y accesorios	1	1 732,75	1 732,75
Sistema de válvulas	1	42 482,72	42 482,72
Total			167 816,70

Tabla 5.2. Costo directo para el sistema de recuperación de biogás

Equipos	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Soplador	4	567,41	2 269,65
Compresor	1	977,49	977,49
Gasómetro	2	1 637,28	3 274,56
Sistema de enfriamiento	1	1 183,84	1 183,84
Motor generador a biogás	1	5 233,60	5 233,60
Accesorios	1	9 708,16	10 252,48
Tuberías	1	367,36	367,36
Total			23 558,98

5.2. COSTO INDIRECTO

Dentro del análisis de los costos indirectos, se incluyeron los rubros técnicos y administrativos relacionados a la operación del sistema de tratamiento de aguas residuales y al sistema de recuperación de biogás. Este costo incluye el pago de seguros o pólizas a la mano de obra indirecta.

El Ministerio del Trabajo a través del Acuerdo Ministerial No MDT-2016-0300 para el año 2017, estableció la remuneración básica unificada del trabajador de 375,00 USD (Ministerio del Trabajo, 2016, p. 1). La ley Ecuatoriana establece que todo trabajador que presta servicios para un empleador público y privado, tiene derecho a estar afiliado al Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social (IESS) desde el primer día de labores. El trabajador afiliado posee un aporte personal al IESS del 9,45 % sobre su salario, y el empleador un aporte patronal del 11,15 % (IESS, 2017, p. 1).

En la Tabla 5.3 se presenta el valor del costo indirecto asociado a la implementación del sistema de tratamiento de aguas residuales, para un plazo de ejecución de siete meses.

Tabla 5.3. Costo indirecto mensual por pago de salarios

Personal	Número	Salario individual (USD)	Salario Total (USD)
Jefe de proyecto	1	2 500,00	2 500,00
Ingeniero Civil	1	2 500,00	2 500,00
Operadores	4	375,00	1 500,00
Salario total del personal (USD)			6 500,00
Aportación IESS (11,15 %)			724,75
Salario mensual (USD)			7 224,75

Al concluir el proyecto en el plazo de siete meses se adquiere un costo indirecto de 50 573,25 USD.

Dentro de los costos indirectos no se consideró el valor asociado al pago de salarios al personal encargado de la operación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, puesto que la operación y supervisión del sistema propuesto estaría a cargo del personal que dispone la EPMAPS, entidad a cargo de la planta de tratamiento del barrio Ubillús.

5.3. COSTO OPERATIVO

Los costos operativos para el sistema complementario de tratamiento de aguas mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA y para el sistema de recuperación de biogás, incluye el rubro por compra de insumos, consumo de energía eléctrica y agua.

El costo por kW-h para el sector industrial de baja y media tensión de acuerdo a la tarifa establecida por la Agencia de Regulación y Control de Electricidad (ARCONEL) es de 0,09 USD (ARCONEL, 2016, p. 25). La energía eléctrica que se genera a partir del biogás permite cubrir una fracción de la energía eléctrica necesaria para la operación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales. El suministro energético al sistema complementario es 1 158,15 kW-h/mes, esto permite reducir el costo operativo mensual por consumo de energía eléctrica en 104,23 USD y un ahorro anual de 1 250,80 USD de acuerdo al cálculo realizado en el Anexo AVII.2.3. El costo por consumo de agua para el sector industrial, es de 0,72 USD/m³ de acuerdo a la Empresa Pública Metropolitana de Agua y Saneamiento (EPMAPS, 2015).

Para reducir el costo operativo asociados a la operación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, se estableció realizar la importación de reactivos. Se consideró que la importación de los reactivos se acoge al Artículo 125 de la Resolución No. SENAE-DGN-2012-0149-RE dictada por el Servicio Nacional de Aduana del Ecuador (SENAE) a la fecha 23 de abril del 2012, la cual exenta de todos los pagos a los tributos del comercio exterior, excepto la tasa por servicios aduaneros, a las importaciones que realicen

instituciones, empresas y organismos del sector público para la ejecución de proyectos al servicio de la población (SENAE, 2012, p. 2).

En la Tabla 5.4 se presenta el costo operativo total para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, este valor incluye el costo por compra de reactivos, consumo de energía eléctrica y agua.

Tabla 5.4. Costo de operación mensual del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Costo operativo	Valor (USD)
Reactivos	13 042,34
Energía	375,85
Agua	100,53
Total	13 518,72

En función al costo operativo mensual del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, el costo de tratamiento es 5,80 USD/m³ para la depuración de 77,76 m³/día del efluente que descarga la planta de tratamiento existente en el barrio Ubillús.

En la Tabla 5.5 se presenta el costo de implementación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales. Este valor incluye el costo directo asociado a la compra de equipos, tuberías y accesorios y el costo indirecto por mano de obra.

Tabla 5.5. Costo de implementación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Tipo de costo	Valor (USD)
Costo directo	167 816,70
Costo indirecto	50 573,25
Total	218 389,95

A partir del costo de implementación se determinó el costo de mantenimiento del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales. Este rubro asciende a 21 839,00 USD y corresponde al 10 % del costo de implementación (Sinnott, 2005, p. 262).

Para el sistema de recuperación de biogás el costo de operación incluye el rubro asociado a la compra del material de adsorción (pellets de Fe_2O_3) del filtro de desulfuración, el costo por consumo de energía eléctrica por el sistema de enfriamiento de biogás (serpentín) y la depreciación de los equipos (sopladores, compresores y microgenerador) a consecuencia de su utilización durante su vida útil (Barajas, 2008, p. 34; SRI, 2014, p. 19).

En la Tabla 5.6 se presenta el costo de operación del sistema de recuperación de biogás.

Tabla 5.6. Costo de operación mensual del sistema de recuperación de biogás

Costo	Costo (USD/mes)
Pellets Fe_2O_3	5,33
Sistema de enfriamiento	94,39
Depreciación de los equipos	80,54
Total	180,26

En la Tabla 5.7 se presenta el costo de implementación del sistema de recuperación de biogás, este valor incluye el costo directo asociado a la compra de equipos, tuberías y accesorios.

Tabla 5.7. Costo de implementación del sistema de recuperación de biogás

Tipo de costo	Valor (USD)
Costo directo	23 558,98

A partir del costo de implementación se determinó el costo de mantenimiento del sistema de recuperación de biogás. Este rubro asciende a 2 355,89 USD y corresponde al 10 % del costo de implementación (Sinnott, 2005, p. 262).

5.4. ANÁLISIS COSTO-BENEFICIO

Como parte de la evaluación económica de los sistemas propuestos, sistema complementario de tratamiento de aguas residuales y sistema de recuperación de biogás, se realizó el análisis costo beneficio (B/C).

Para proyectos ambientales el análisis costo beneficio establece la relación entre el valor monetario que se evita por multas o sanciones, a consecuencia de la alteración de la calidad ambiental y el costo asociado al desarrollo del proyecto como: el costo de mantenimiento y el costo de operación (Cerón, 2005, p. 109; Sanjurjo y Espinosa, 2005, p. 193; De Rus, 2008, p. 29). Las infracciones y sanciones ambientales se tipifican de acuerdo al Código Orgánico Integral Penal y la legislación ambiental.

El Código Orgánico Integral Penal Sección Segunda, establece en los Artículos 251 y 258 para delitos contra el recurso agua, sanciones de carácter penal con la privativa de libertad de tres a cinco años, la clausura temporal, la remediación de los daños ambientales y una sanción económica de doscientos a quinientos salarios básicos unificados del trabajador en caso de comprobarse responsabilidad penal (Ministerio de Justicia Derechos Humanos y Cultos, 2014, pp. 101-102).

La legislación ambiental a través del Código Orgánico del Ambiente, Registro Oficial No 983, clasifica en el Artículo 318 al incumplimiento de los límites permisibles sobre vertidos, descargas y emisiones, como una infracción ambiental muy grave. Para este tipo de infracciones en el Artículo 326 se establece una sanción económica de 200 salarios básicos unificados del trabajador a las personas naturales o jurídicas que en función a su capacidad económica se ubiquen en el grupo D de acuerdo al Artículo 323, grupo en el que se consideró se ubicaría la

EPMAPS institución a cargo del manejo de la PTAR del barrio Ubillús de acuerdo a sus niveles de ingresos anuales (Asamblea Nacional, 2017, pp. 82-84; EPMAPS, 2016, p. 69).

En cuanto al análisis costo beneficio para el sistema de recuperación de biogás, este se enfocó en determinar el beneficio ambiental de su implementación. El Ecuador es parte de la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre Cambio Climático y es el primer país en el mundo en reconocer a la naturaleza como sujeto de derecho, e incorporar al cambio climático como parte de la política de Estado a través de su Constitución.

El país no tiene obligación política de reducir los niveles de emisión de GEI, sin embargo al año 2017 existen lineamientos políticos e instrumentos de acción para reducir las emisiones. Entre estas el Plan Nacional de Cambio Climático (2015 – 2018) y el modelo de desarrollo nacional del Buen Vivir o *Sumak Kawsay* (Ministerio del Ambiente, 2015c, pp. 2-16; Gobierno del Ecuador, 2001, p. 2).

El Plan Nacional de Cambio Climático incluye el desarrollo de proyectos de mitigación bajo el Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL) entre estos proyectos de recuperación de biogás y generación de energía a partir de biomasa. Por lo tanto se consideró que el sistema de recuperación de biogás, propuesto en el desarrollo de este proyecto, permitiría obtener un beneficio ambiental al reducir la contaminación por emisión directa de metano a la atmósfera y a la vez, aprovechar su valor energético para la generación de energía eléctrica, actividades que podrían otorgar un reconocimiento a la empresa pública a cargo por Buenas Prácticas Ambientales (Ministerio del Ambiente, 2012, p. 2).

En la Tabla 5.8 se presenta relación costo beneficio de implementación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales y los rubros asociados a su estimación de acuerdo al Anexo AIX.2.4.

Tabla 5.8. Análisis costo beneficio para diseño del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Rubro	Valor
Costo anual de mantenimiento (USD)	21 839,00
Costo anual de operación (USD)	162 143,64
Costo por multas (USD)	262 500,00
Relación costo beneficio	1,43

De acuerdo a los datos que se presentan en la Tabla 5.8 la relación costo beneficio (B/C) para la implementación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales es 1,43. Este valor es un indicador de la rentabilidad del proyecto en términos financieros al ser mayor a 1 (Aguirre, 2014, p. 47). Además muestra de que el beneficio económico que se obtendrían al evitar el pago de multas y sanciones por incumplimientos ambientales, supera el costo asociado al mantenimiento y operación del sistema propuesto, además permitiría obtener un beneficio a nivel ambiental al mejorar la calidad del agua previo a su disposición final.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Abatzoglou, N. y Boivin, S. (2009). A review of biogas purification processes. *Biofuels, Bioprod. Bioref*, 1(3), 42–71. doi:10.1002/bbb.117.
2. Acofarma. (2010). *Fichas de información técnica EDTA sal disódica*. Recuperado de: http://www.acofarma.com/admin/uploads/download/4135013d7a59d67a1021f2eb98cfd5a10adaf702c145/main/files/EDTA_sal_dis_dica.pdf (Febrero, 2017).
3. Aguilar, I. (2002). *Tratamiento físico-químico de aguas residuales: coagulación-floculación* (1era. ed.). Murcia, España: F.G. Graf S. L.
4. Aguirre, L. (2014). *Preparación para la Certificación PMP basado en la guía PMBOK* (5ta. ed.). Perú: Macro EIRL.
5. Ansari, A. y Khan, F. (2014). *Household detergents causing eutrophication in freshwater ecosystems*. Ansari, A. y Khan, F. *Eutrophication: Causes, Consequences and Control, Volumen 2*. Arabia Saudita, India: Springer Dordrecht Heidelberg London New York.
6. ANSI/ISA S5.1. (1986). *Instrumentation Symbols and Identification*. Recuperado de: https://www.isa.org/pdfs/microsites1142/s_55/ (Noviembre, 2017).
7. API 5L. (2004). *Specification for Line Pipe*. Recuperado de: <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.5l.2004.pdf> (Julio, 2017).
8. API RP 14E. (2000). *Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*. Recuperado de: http://www.academia.edu/6066265/API_14E_for_offshore (Enero, 2017).
9. Agencia de Regulación y Control de Electricidad (ARCONEL). (2016). *Agencia de Regulación y Control de Electricidad*. Recuperado de: <http://www.regula>

cionelectrica.gob.ec/wpcontent/uploads/downloads/2016/02/Pliego-yCargos-Tarifarios-2016-01-02-2016.pdf (Julio, 2017).

10. Arellano, L., Dorado, A., Fortuny, M., Gabriel, D., Hernandez, J., Lafuente, J., Monroy, O., Mora, M., Revah, S. y Sierra, H. (2017). *Purificación y usos de biogás* (1era. ed.). Barcelona, España: Universidad Autónoma de Barcelona.
11. Asamblea Nacional. (2017). *Código Orgánico del Ambiente, Registro Oficial 983*. Quito, Ecuador.
12. ASME B31.8. (2003). *Gas Transmission and Distribution*: New York, United States.
13. ASME B31.3. (2010). *Tuberías de proceso*: New York, United States.
14. Baca, G y Romero, J. (2012). *Proyectos Ambientales en la Industria* (1era. ed.). México, México: Grupo editorial Patria S.A DE C.V.
15. Barajas, A. (2008). *Finanzas para no financieros* (4ta. ed.). Bogotá, Colombia. Pontificia Universidad Javeriana.
16. Bernal, F., Llamas, J., Campos, J., Soria, J., Ramirez, Lorenzo, Cayuela, F. y Martinez, F. (2000). *Técnicas de Prevención de la generación de suelos contaminados: La gestión de residuos Peligrosos*. Recuperado de: http://www.juntadeandalucia.es/medioambiente/consolidado/publicacionesdigitales/40542_TECNICAS_DE_PREVENCION_DE_LA_GENERACION_DE_SUELOS_CONTAMINADOS_TOMO_I/40-542/9_TRATAMIENTOS_FISICOS-QUIMICOS.PDF (Junio, 2017).
17. Besel S. A. (2007). *Biomasa digestores anaerobios*. Recuperado de: http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_BiomasaDigestores_Anaerobios_A2007_0d62926d.pdf (Junio, 2017).

18. Bombas Hasa. (2016). *Catálogo General 2015-2016*. Recuperado de: <https://www.bombashasa.com/imag/cat-tarifa/catalogo.pdf> (Junio, 2017).
19. Brenes, A. (2013). *Estudio comparativo de las propiedades mecánicas de la resina poliéster reforzada con fibra de bambú, como material sustituto de la fibra de vidrio*. (Proyecto previo a la obtención de la Licenciatura en Ingeniería Química). Ciudad Universitaria Rodrigo Facio, San José, Costa Rica.
20. Carrillo, J. y Alcoser, S. (2013). Mechanical Properties of Concrete for Low-Cost Housing. *Ingeniería Investigación y Tecnología*, 14(2), 285-298. doi: 10.1016/S1405-7743(13)72243-1
21. Carrión, S. (2010). *Diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales para una empresa procesadora de camarón*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Superior Politécnica del Litoral, Quito, Guayaquil.
22. Castells, X. (2012a). *Reciclaje de residuos industriales: Residuos sólidos urbanos y fangos de depuradora* (2da. ed.). Madrid, España: Díaz de Santos, S.A.
23. Castells, X. (2012b). Recuperación de la Energía: cogeneración, intercambiadores y regeneradores de calor. Díaz de Santos. *Tratamiento y valorización energética de residuo*. (pp. 807-879). Madrid, España: Albasanz.
24. Cengel, Y. (2011). *Transferencia de calor y masa, fundamentos y aplicaciones* (4ta. ed.). México, México: The McGraw-Hill Companies.
25. Cerón, C. (2005). *Economía aplicada a la valoración de impactos ambientales* (1era. ed.). Manizales, Colombia: Universidad de Caldas.

26. Cevallos, A. (2009). *Diseño y construcción de un biodigestor de campana flotante a partir de desechos orgánicos de ganado porcino con capacidad de 12 m³ para la obtención de biogás el cual va a ser utilizado en la cocción de alimentos y climatización de la granja el Descanzo*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE, Sangolquí, Ecuador.
27. Chergui, S., Yeddou A., Chergui, A., Halet, F., Amaouche, H., Nadjemi, B. y Ould-Dris, A. (2015). Removal of cyanide in aqueous solution by oxidation with hydrogen peroxide in presence of activated alumina. *Toxicological & Environmental Chemistry*, 97(10), 1289-1295. doi: 10.1080/02772248.2015.1093129.
28. Chongqing Wangliyuan Agricultural Development Co., Ltd. (2017). *Bolsa de almacenamiento de biogás*. Recuperado de: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/2017-new-domestic-mini-biogas-storage-bag-60602582221.html?spm=a2700.8699010.29.150.510556e8euUWZq> (Julio, 2017).
29. Coso, E. (2004). *Trends in Electrochemistry and Corrosion at the Beginning of the 21st*. Recuperado de: https://books.google.com.ec/books?id=X0polOU97YC&pg=PA361&dq=fenton+FeOH3&hl=es&sa=X&redir_esc=y#v=onepage&q=fenton%20FeOH3&f=false (Mayo, 2017).
30. Delgado, A. (2011). *Diseño de cisternas de ferrocemento, análisis Económico, constructivo y cualitativo ante cisternas de hormigón armado y cisternas plásticas* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Civil). Universidad de Cuenca, Cuenca, Ecuador.
31. De Rus, G. (2008). *Análisis costo beneficio. Evaluación económica de políticas y proyectos de inversión* (3ra. ed.). España: Ariel S.A.
32. Doublein, D. y Steinhauser, A. (2008). *Biogas from Waste and Renewable Resources* (1era. ed). Gernamy, Wiley-VCH Verlag GmbH&Co.KGaA.

33. Empresa Pública Metropolitana de Agua Potable y Saneamiento de Quito (EPMAPS). (2015). *Pliego Tarifario EPMAPS*. Recuperado de: https://www.aguaquito.gob.ec/sites/default/files/documentos/pliego_tarifario_epmaps.pdf (Junio, 2017).
34. Empresa Pública Metropolitana de Agua Potable y Saneamiento de Quito (EPMAPS). (2016). *Memorias de sostenibilidad 2016*. Recuperado de: https://www.unglobalcompact.org/system/attachments/cop_2017/398461/original/Memoria_Sostenibilidad_2016_EPMAPS_verificada_-_para_Pacto_Mundial.pdf?1498834411 (Junio, 2017).
35. Escolástico y Pérez (2011). *Novedades científicas en 2011 en ciencias ambientales*. Recuperado de: <http://e-spacio.uned.es/fez/eserv/bibliuned:revista100cias-2011-4ne5200/Documento.pdf> (Enero, 2017).
36. Evonik Industries AG. (2010). *Sobre Peróxido de hidrógeno: Almacenamiento*. Recuperado de: <http://h2o2.evonik.com/product/h2o2/es/about/storage/Pages/default.aspx> (Mayo, 2017).
37. Fibra Glass. (2017). *Cotización tanques*. Recuperado de: <http://fibraglass.com/> (Octubre, 2017).
38. Francois, G. (2005). *Distribución de agua potable y colecta de desagües y de agua lluvia*. Recuperado de: <https://books.google.com.ec/books?id=kgXhjHvZ78C&pg=PA149&dq=aguas+usadas+de+origen+dom%C3%A9stico,&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwir3cnPxlYAhVh34MKHafTDeAQ6AEIJTAA#v=onepage&q=aguas%20usadas%20de%20origen%20dom%C3%A9stico%2C&f=false> (Junio, 2017).
39. Gennaro, A. (2000). *Remington farmacia*. Recuperado de: [https://books.google.com.ec/books?id=5SGJ4ezraG4C&pg=PA1495&dq=solubilidad+del+sulfato+de+hierro+heptahidratado+en+agua&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwiw_aLaroHaAhVKeKwKHZD3ACMQ6AEIJzAA#v=onepage&q=solubilidad%](https://books.google.com.ec/books?id=5SGJ4ezraG4C&pg=PA1495&dq=solubilidad+del+sulfato+de+hierro+heptahidratado+en+agua&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwiw_aLaroHaAhVKeKwKHZD3ACMQ6AEIJzAA#v=onepage&q=solubilidad%20del+sulfato+de+hierro+heptahidratado+en+agua)

20del%20sulfato%20de%20hierro%20heptahidratado%20en%20agua&f=false (Marzo, 2017).

40. Giler, L. (2010). *Evaluación del comportamiento hidráulico en el pretratamiento realizado en la estación Casalagarto perteneciente al sistema de agua potable de la zona sur de Manabí*. (Proyecto de titulación previo a la obtención de Ingeniero Civil). Universidad Católica de Santiago de Guayaquil, Guayaquil-Ecuador.
41. Global Methane Initiative. (2012). *El metano de las aguas residuales municipales*. Recuperado de: https://www.globalmethane.org/documents/ww_fs_spa.pdf (Octubre, 2017).
42. Gobierno del Ecuador. (2001). *Contribución Tentativa Nacionalmente Determinada de Ecuador (INDC)*. Recuperado de: <http://www4.unfccc.int/submissions/INDC/Published%20Documents/Ecuador/1/Ecuador%20NDC%2001-10-2015.pdf> (Octubre, 2017).
43. Gobierno de Pichincha. (2012). *Plan de desarrollo y ordenamiento territorial de Pintag 2012-2025*. Recuperado de: http://www.pichincha.gob.ec/phocadownload/leytransparencia/literal_k/ppot/dmq/ppdot_pintag.pdf (Octubre, 2017).
44. Gómez, A. (2011). *Diseño de un Reactor de Lecho Fluido de Laboratorio para el Estudio de la Conversión Termoquímica de Biomasa* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Superior de Ingenieros (Universidad De Sevilla). Sevilla, España.
45. Gongyi City Xianke Water Supply Material Co., Ltd. (2005). *Óxido de hierro biogás desulfurizer, óxido de hierro desulfurizer quitar H₂S para biogás*. Recuperado de: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/iron-oxidebiogas-desulfurizer-iron-oxide-desulfurizer-removed-h2s-forbiogas674107469.html?spm=a2700.8698675.29.142.2de0658bmLJJ7u> (Junio, 2017).

46. Guardado, J. (2007). *Diseño y construcción de plantas de biogás sencillas* (1era. ed.). La Habana, Cuba: Cubasolar.
47. Herrero, J. (2008). *Biodigestores familiares: Guía de diseño y manual de instalación*. Recuperado de: https://books.google.com.ec/books?id=TsbrdcmKGKoC&pg=PA70&dq=almacenaje+de+biogas&hl=es&sa=X&redir_esc=y#v=onepage&q=almacenaje%20de%20biogas&f=false (Enero, 2017).
48. Himmelblau, D. (1997). *Principios básicos y cálculos en ingeniería química*. (6ta. ed.). Naucalpan de Juárez, México: Prentice-Hall Hispanoamericana.
49. Ikehata, K. y El-Din, M.G. (2004). Degradation of recalcitrant surfactants in wastewater by ozonification and advanced oxidation processes: a review. *Ozone: Science & Engineering: The Journal of the International Ozone Association*, 26(4), 327-343. doi: 10.1080/01919510490482160.
50. Inoxidables M/T. (2017). *Productos*. Recuperado de: <https://www.inoxidablesmt.com/productos> (Junio, 2017).
51. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social (IESS). (2017). *Servicios y Prestaciones*. Recuperado de: <https://www.iess.gob.ec/es/web/afiliado/servicios-y-prestaciones> (Junio, 2017).
52. Instituto Minero y Geológico de España. (2006). *Los residuos minero-metalúrgicos en el medio ambiente*. Madrid, España: Ministerio de Educación y Ciencia.
53. Instituto Nacional de Estadística y Censos (INEC). (2015). *Estadística de Información Ambiental Económica en Gobiernos autónomos descentralizados municipales 2015 (Agua y Alcantarillado)*. Recuperado de: http://www.ecuadorencifras.gob.ec/documentos/webinec/Encuestas_Ambientales/Municipios_2015/Documento_TecnicoGestion_de_Agua_y_Alcantarillado_2015.pdf (Junio, 2017).

54. Karatas, M., Argun, Y. y Argun, M. (2012). Decolorization of antraquinonic dye, Reactive Blue 114 from synthetic wastewater by Fenton process: Kinetics and thermodynamics. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 18 (3), 1058–1062. doi: 10.1016/j.jiec.2011.12.007.
55. Kujawa, K. y Zeeman, G. (2006). Anaerobic treatment in decentralised and source-separation-based sanitation concepts. *Science and Bio/Technology*, 5(1), 115-13. doi: 10.1007/s11157-005-5789-9.
56. KW Energy. (2014). *Módulos de microgeneración a gas*. Recuperado de: http://www.altarenergia.com/index.php?option=com_content&view=article&id=52&Itemid=80 (Diciembre, 2017).
57. Lombeida, N. (2015). *Diseño de un reactor tipo Batch para la obtención de biodiesel a partir de aceite de recino*. (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
58. MaproBioGas Technology. (2017). *Blower and Compresores from Biogás*. Recuperado de: <http://pdf.directindustry.es/pdf-en/mapro-internationalspa/blowers-compressors-biogas-landfill-natural-gas-conformity-94-9-ec-directive-atex/55984-534955.html#open> (Septiembre, 2017).
59. Marín, R. (2003). *Fisicoquímica y microbiología de los medios acuáticos. Tratamiento y control de calidad de aguas*. Recuperado de: <https://books.google.com.ec/books?id=k8blixwJzYUC&pg=PA22&dq=efecto+de+sulfatos+en+agua+de+bebida&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwjW3raL4KfYAhVE0oMKHZMQDUAQ6AEIJTAA#v=onepage&q=efecto%20de%20sulfatos%20en%20agua%20de%20bebida&f=false> (Junio, 2017).
60. Maron, S. y Prutton, C. (2002). *Fundamentos de fisicoquímica*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/97259965/Fisicoquimica-Maron-y-Prutton> (Febrero, 2017).

61. Martínez, N., Fernández, J., Segura, X. y Sánchez, A. (2003). Pre-oxidation of an extremely polluted industrial wastewater by the Fenton's reagent. *Journal of Hazardous Materials*, 101(3), 315–322. doi: 10.1016/S0304-3894(03)00207-3.
62. Martínez, E. y López, G. (2001). Adaptive optimal operation of the Fenton's batch proces for industrial wastewater treatment. En Gani, R y Jorgensen, S. *Europen symposium on computer aided process engineering-11*. (pp. 237-242). Amsterdam: Elsevier.
63. McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. (7ma. ed.). México, México: MacGraw Hill.
64. Metcalf y Eddy. (1995). *Ingeniería de Aguas Residuales Tratamiento, Vertido y Reutilización (Vol. 1)* (3ra. ed.). Madrid, España: McGrawHill, Inc.
65. Mills, A. (1995). *Trasferencia de Calor*. Madrid, España; IRWIN.
66. Ministerio del Ambiente. (2003). *Libro VI, Anexo 3. Normas de emisión al aire desde fuentes fijas de combustión*. Recuperado de: <http://extwprlegs1.fao.org/docs/pdf/ecu112182.pdf>. (Junio, 2017).
67. Ministerio del Ambiente. (2012). *Acuerdo Ministerial No 131*. Recuperado de: <http://www.ambiente.gob.ec/wpcontent/uploads/downloads/2012/10/Acuerdo-Ministerial-131.pdf>. (Noviembre, 2017).
68. Ministerio del Ambiente. (2015a). *Acuerdo Ministerial 097-A*. (Edición especial). Quito, Ecuador.
69. Ministerio del Ambiente (2015b). *Ecuador trabaja en estrategias para reducir niveles de gases de efecto invernadero*. Recuperado de: <http://www.ec.undp.org/content/ecuador/es/home/presscenter/articles/2015/11/23/ec>

uador-trabaja-en-estrategiaspara-reducir-niveles-de-gases-deefecto-invernadero-.html (Noviembre, 2017).

70. Ministerio del Ambiente. (2015c). *Plan Nacional del Cambio Climático 2015-2018*. Recuperado de: <https://info.undp.org/docs/pdc/Documents/ECU/PLAN%20NACIONAL%20DE%20CAMBIO%20CLIM%C3%81TICO.pdf> (Marzo, 2017).
71. Ministerio del Ambiente. (2016). *Primer Informe Bienal de Actualización del Ecuador a la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático*. Recuperado de: <http://unfccc.int/resource/docs/natc/ecubur1.pdf> (Junio, 2017).
72. Ministerio de Justicia Derechos Humanos y Cultos. (2014). *Código Orgánico Integral Penal* (1era. ed.). Quito, Ecuador.
73. Ministerio del Trabajo. (2016). *Acuerdo Ministerial No MDT-2016 0300*. Recuperado de: <http://www.trabajo.gob.ec/wpcontent/uploads/downloads/2017/01/AM-SBU-MDT-2016-0300.pdf> (Mayo, 2017).
74. Mogemex. (2017). *Filtro de desulfuración*. Recuperado de: http://mogemex.com/Grupo_MOGEMEX/FILTROS_BIOGAS.html (Agosto, 2017).
75. Moran, M. y Shapiro, H. (2004). *Fundamentos de Termodinámica Técnica* (2da. ed.). Barcelona, España: Reverté, S.A.
76. Morell, I. y Hernández, F. (2000). *El agua en Castellón Un reto para el siglo XXI*. Recuperado de: <https://books.google.com.ec/books?id=HKiGvoP8cj4C&pg=PA34&dq=efecto+de+sulfatos+en+agua+de+bebida&hl=es&sa=X&ved=0ahUKEwiCpaT24qfYAhUo5YMKHUPQCLkQ6AEIQTAG#v=onepage&q=efecto%20de%20sulfatos%20en%20agua%20de%20bebida&f=false> (Junio, 2017).

77. Moss, D. (2004). *Pressure vessel desing manual* (3ra. ed.). Oxford, United Kingdom: Elsevier.
78. Mott, R. (2006a). *Diseño de Elementos de Maquinas* (4ta. ed.). México: Pearson Educación.
79. Mott, R. (2006b). *Mecánica de fluidos*. (6ta. ed.). México: Pearson Educación.
80. Municipio del Distrito Metropolitano de Quito. (2017). *Secretaría de Territorio*. Recuperado de: <http://sthv.quito.gob.ec/unidad-areas-historicas/> (Julio, 2017).
81. Naranjo, D. (2017). *Remoción de tensoactivos y coliformes de un sistema de tratamiento de aguas residuales rurales*. (Proyecto Previo a la Obtención del Título de Ingeniero Químico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
82. Nogués, F., García, D. y Rezeau, A. (2010). *Energía de la biomasa: Energías renovables. (vol II)*. Zaragoza: Prensas Universitarias.
83. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación (FAO). (2011). *Manual del Biogás*. Recuperado de: <http://www.fao.org/docrep/019/as400s/as400s.pdf> (Octubre, 2017).
84. Organización Panamericana de la Salud (OPS). (2005a). *Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores*. Recuperado de: <http://www.bvsde.paho.org/bvsatp/e/tecnoapro/documentos/agua/158esp-diseno-desare.pdf> (Febrero, 2017).
85. Organización Panamericana de la Salud (OPS). (2005b). *Guías para el diseño de reservorios elevados de agua potable*. Recuperado de: <http://www.bvsde.paho.org/tecapro/documentos/agua/160esp-disenoreservorioselevados.pdf> (Febrero, 2017).

86. Oturan, M. (2014). Advanced Oxidation Processes in Water/Wastewater Treatment: Principles and Applications. A Review. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, 44(23), 2577–264. doi: 10.1080/10643389.2013.829765.
87. Owens Corning. (2011). *Guía de resistencia química de los refuerzos de fibra de vidrio*. Recuperado de: <http://www.owenscorning.com.br/pdf/guia-corrosao-es.pdf> (Febrero, 2017).
88. Paredes, J., Pérez, C. y Castro, C. (2017). *Análisis de las propiedades mecánicas del compuesto de matriz poliéster reforzado con fibra de vidrio 375 y cabuya aplicado a la industria automotriz*. Recuperado de: <http://ingenieria.ute.edu.ec/enfoqueute/index.php/revista/article/view/163/169> (Febrero, 2017).
89. PDVSA. (1995a). *Temperatura y Presión de diseño*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/131311225/PDVSA-MDP-01-DP-01-TEMPERATURA-Y-PRESION-DE-DISENO> (Enero, 2017).
90. PDVSA. (1995b). *Manual de ingeniería de riesgos. Separación entre los equipos e instalaciones volumen 1*. Recuperado de: <http://www.elistas.net/cgi-bin/eGruposDMime.cgi?K9D9K9Q8L8xumopxCqjduluCTXXQCvthCnoqdy-qlhhyCPYWPQifb7> (Febrero, 2017).
91. PDVSA. (2010). *Cálculos en Sistemas de Compresión 1*. Recuperado de: <https://es.scribd.com/doc/28559739/Calculos-en-Sistemas-deCompresion-1> (Enero, 2017).
92. Pedrollo. (2015). *Bombas centrífugas*. Recuperado de: <http://pedrollo.com.ec/producto/al-red/> (Febrero, 2017).
93. Perry, R. (1999). *Perry's Chemical Engineers' handbook* (7ma. ed.). United States: McGraw-Hill.

94. Perry, R. (2001). *Manual del Ingeniero Químico* (7ma. ed.). United States: McGraw-Hill.
95. Peters, M. y Timmerhaus, K. (2002). *Plant design and Economics for Chemical Engineers*. Tokio: McGraw-Hill.
96. Poling, B., Prausnitz, J. y O'Connell, J. (2001). *The Properties of Gases and Liquids* (5ta. ed.). New York: McGraw Hill.
97. Ramírez, D. (2008). *Evaluación de dos clases de carbón activado granular para su aplicación efectiva en la remoción de fenoles en los vertimientos de una empresa de jabones*. (Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Ambiental y Sanitario). Universidad de la Salle Facultad de Ingeniería Ambiental y Sanitaria Bogotá D.C, Colombia.
98. Ríos, S., Agudelo, R. y Gutiérrez, L. (2017). Patógenos e indicadores microbiológicos de calidad del agua para consumo humano. *Rev. Fac. Nac. Salud Pública*, 35(2), 236-247. doi: 10.17533/udea.rfnsp.v 35n2a08.
99. Robles, O., Torres, J. y Sánchez, M. (2010). *Tratamiento de aguas para la eliminación de microorganismos y agentes contaminantes Aplicación de procesos industriales a las reutilización de aguas residuales*. España: Días Santos.
100. Romero, J. (2002). *Tratamiento de Aguas Residuales. Teoría y principios de diseño* (2da. ed.). Bogotá, Colombia: Escuela Colombiana de Ingeniería
101. Rotoplast. (2017). *Rotoplast más y mejor agua*. Recuperado de: <http://rotoplast.com.ec/> (Mayo, 2017).
102. Sainz, J. (2005). *Tecnologías para la sostenibilidad: procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales* (1era. ed.). Madrid, España: Fundación EOI.

103. Salas, G. (2010). *Tratamiento por oxidación avanzada (Reacción Fenton) de aguas residuales de la industria textil*. Recuperado de: <http://revistasinvestigacion.unmsm.edu.pe/index.php/quim/article/viewFile/4551/36> (Junio, 2017).
104. Sánchez, C. (2007). *Teoría de la combustión* (1era. ed.). Madrid, España: UNED.
105. Sanjurjo, E. y Espinosa, V. (2005). La evaluación socioeconómica de proyectos de restauración de ecosistemas. Sánchez, O. (1era. ed.). *Temas sobre restauración ecológica* (pp. 181-200). México, D. F, México: Raúl Marco del Pont Lalli.
106. San Miguel, G. y Gutiérrez, F. (2015). *Tecnologías para el uso y transformación de biomasa energética*. (1era. ed.). Madrid, España: Mundi Prensa.
107. Secretaría Nacional del Agua (SENAGUA). (2014). *20 Gestión de aguas residuales en Ecuador-SENAGUA*. Recuperado de: <https://es.slideshare.net/CCIFEC/20-gestin-de-aguas-residuales-en-ecuador-senagua> (Agosto, 2017).
108. Selvakumar, A., Tuccillo, M., Muthukrishnan, S. y Ray, A. (2009). Use of Fenton's Reagent as a Disinfectant. *Remediation*, 9(2), 135-142. doi: 10.1002/rem.20208.
109. Servicio Nacional de Aduana del Ecuador (SENAE). (2012). *Servicio Nacional de Aduana del Ecuador*. Recuperado de: https://www.aduana.gob.ec/files/pro/leg/res/2012/SENAE-DGN-2012014_9_RE.PDF (Julio, 2017).
110. Shenzhen Puxin Technology. (2017). *Biogás desulfurizer*. Recuperado de: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/portable-waste-disposebiogas->

desulfurizationplant60612143760.html?spm=a2700.8699010.29.231.1ce53961iMygNm (Julio, 2017).

111. Silva, J., Ramírez, L., Alfieri, A., Rivas, G. y Sánchez, M. (2004). *Determinación de microorganismos indicadores de calidad sanitaria. Coliformes totales, coliformes fecales y aerobios mesófilos en agua potable envasada y distribuida en San Diego, estado Carabobo, Venezuela*. Recuperado de: http://www.scielo.org.ve/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S131525562004000100008&lng=es&tlng=e (Junio, 2017).
112. Sinnott, R. (2005). *Chemical Engineering Design* (4ta. ed.). Amsterdam, Países Bajos: Elsevier.
113. Sinnott, R. (2009). *Chemical Engineering Design*. Londres, Inglaterra: Elsevier.
114. Skoog, D., West, D., Holler, F. y Crouch, S. (2015). *Fundamentos de química analítica* (9na. ed.). México: Cengage Learning.
115. Soriano, A. y Pancorbo, F. (2012). *Suministro, Distribución y Evacuación Interior de Agua Sanitaria* (1era. ed.). Barcelona, España: Marcombo.
116. Sperling, M. y De Lemos Chernicharo, C. (2005). *Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions* (1era. ed.). Londres, Inglaterra: TJ International, Padstow, UK.
117. Servicio de Rentas Internas (SRI). (2014). *Extracto Arts. 10 al 15 Ley Orgánica de Régimen Tributario Interno y Arts. 26 al 31 y Art. 36 Reglamento para la aplicación Ley de Régimen Tributario Interno*. Quito, Ecuador.
118. Streeter, V. (2000). *Mecánica de Fluidos* (9na. ed.). Bogotá, Colombia: Mc Graw Hall.

119. Suárez, M. (2009). *Efecto de Enmiendas de Origen Químico y Orgánico en Condición de Salinidad del agua de riego para incrementar el rendimiento de cebolla (Allium cepa L.)*. Tesis de grado previo a la obtención del título de Ingeniero Agropecuario. Universidad Estatal Península de Santa Elena. Santa Elena, Ecuador.
120. Tersainox S.A. (2012). *Aceros para Ácido sulfúrico*. Recuperado de: http://www.tersainox.com/images/tersaber/pdf/Tersaber_63_Spa.pdf (Julio, 2017).
121. Towler, G. y Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Desing: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design* (1era. ed.). California, Estados Unidos: Elsevier.
122. Villegas, J. (2006). Desarrollo y perspectivas de la tecnología del biogás en los países subdesarrollados, *International Workshop on Energy and Environment*, 4(1), 1-13. doi: 10.13140/RG.2.1.164 9.4166.
123. Wang, X., Song, Y. y Mai, J. (2008). Combined Fenton oxidation and aerobic biological processes for treating a surfactant wastewater containing abundant sulfate. *Journal of Hazardous Materials*, 160 (2-3), 344–348. doi: 10.1016/j.jhazmat.2008.02.117.

ANEXOS

ANEXOS I

BALANCE DE MASA

AI.1. SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

Para el balance de masa, se determinó la densidad del efluente de la PTAR del barrio Ubillús, en el Laboratorio del Acelerador de Electrones del Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional, mediante la medición de la masa de una muestra del efluente en un volumen determinado se obtuvo una aproximación del valor de la densidad, este ensayo se realizó por duplicado. Los valores obtenidos en así como el valor promedio de la densidad del efluente se presentan en la Tabla AI.1.

Tabla AI.1. Densidad del efluente doméstico de la PTAR del barrio Ubillús a 18 °C

Nº Muestra	Densidad (kg/m ³)
1	996,10
2	998,56
Promedio	997,33

El balance de masa del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales, se realizó para el tratamiento de un lote de efluente de 9,72 m³.

AI.1.1. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE FORMACIÓN Y ACONDICIONAMIENTO DEL COMPLEJO

Para la formación del complejo se determinó la masa de la solución saturada de EDTA y de sulfato ferroso heptahidratado (FeSO₄.7H₂O) a partir de la relación molar (H₂O₂:Fe²⁺: EDTA) de 20:1:1 y la concentración de H₂O₂ en el medio reaccionante

(124,4 mM), resultados obtenidos por el proyecto referencia (Naranjo, 2017, p. 9). Para el acondicionamiento del complejo, se determinó la masa de solución de hidróxido de sodio (NaOH) 1 M.

La Figura AI.1 presenta un esquema del balance de masa de la etapa de formación y acondicionamiento del complejo.

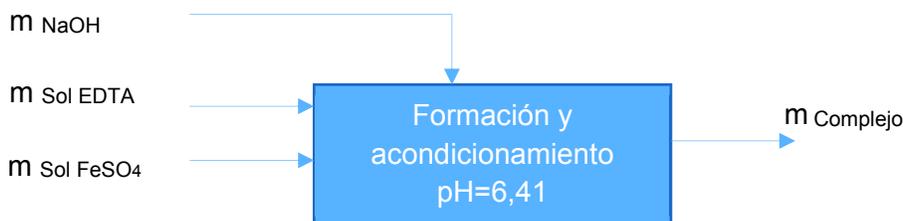


Figura AI.1. Esquema del balance de masa en la etapa de formación y acondicionamiento del complejo

Número de moles de H₂O₂

La concentración del H₂O₂ en el efluente para la reacción Fenton modificado que recomienda el proyecto de referencia es de 124,4 mM. Si se trata 9,72 m³ de efluente por lote, el número de moles de H₂O₂ necesarios para el tratamiento de un lote es:

$$n_{\text{H}_2\text{O}_2} = 0,1244 \frac{\text{mol}}{\text{L efluente}} \times \frac{1\,000\text{ L}}{1\text{ m}^3} \times 9,72\text{ m}^3$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}_2} = 1\,209,17\text{ mol}$$

Solución saturada de EDTA, m_{Sol EDTA}:

El número de moles de EDTA se determinó a partir de la relación molar H₂O₂: EDTA de 20:1.

$$n_{\text{EDTA}} = 1\,209,17\text{ mol H}_2\text{O}_2 \times \frac{1\text{ mol EDTA}}{20\text{ mol H}_2\text{O}_2} = 60,46\text{ mol EDTA}$$

El masa molecular del EDTA es 372,29 g/mol (Acofarma, 2010, p. 1).

$$m_{\text{EDTA}} = 60,46 \text{ mol EDTA} \times \frac{372,29 \text{ g EDTA}}{1 \text{ mol EDTA}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}}$$

$$m_{\text{EDTA}} = 22,51 \text{ kg}$$

Dado que la solubilidad del EDTA en agua es 10 g/ 100 mL (Instituto Minero y Geológico de España, 2006, p. 541).se puede calcular el volumen de agua necesario para producir la solución saturada de EDTA.

La solubilidad del EDTA en agua es 10 g/100 mL

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 22,51 \text{ kg EDTA} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{100 \text{ ml H}_2\text{O}}{10 \text{ g EDTA}} \times \frac{1 \text{ L}}{1\,000 \text{ mL}} = 225,10 \text{ L}$$

La densidad del agua a 18 °C (temperatura ambiente en el sector de Ubillús) es 999,00 kg/m³ (Mills, 1995, p. 874). La masa de agua necesaria para disolver el EDTA es:

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 225,10 \text{ L} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} \times \frac{999 \text{ kg H}_2\text{O}}{1 \text{ m}^3}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 224,87 \text{ kg}$$

Por lo tanto la masa de la solución saturada de EDTA es:

$$m_{\text{Sol EDTA}} = m_{\text{EDTA}} + m_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$m_{\text{Sol EDTA}} = 22,51 \text{ kg} + 224,87 \text{ kg}$$

$$m_{\text{Sol EDTA}} = 247,38 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

Solución saturada de FeSO₄, m_{Sol FeSO4}:

El número de moles de FeSO₄·7H₂O:H₂O₂ se determinó a partir de la relación molar H₂O₂: Fe²⁺ de 20:1.

$$n_{\text{Fe}^{2+}} = 1\,209,17 \text{ mol H}_2\text{O}_2 \times \frac{1 \text{ mol Fe}^{2+}}{20 \text{ mol H}_2\text{O}_2} = 60,46 \text{ mol Fe}^{2+}$$

El masa molecular del $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ es 278,02 g/mol.

$$m_{\text{Fe}^{2+}} = 60,46 \text{ mol Fe}^{2+} \times \frac{278,02 \text{ g Fe}^{2+}}{1 \text{ mol Fe}^{2+}} \times \frac{1 \text{ kg Fe}^{2+}}{1\,000 \text{ g Fe}^{2+}}$$

$$m_{\text{Fe}^{2+}} = 16,81 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

La solubilidad del $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ es de 1g /1,5 mL (Gennaro, 2000, p. 1495).

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 16,81 \frac{\text{kg Fe}^{2+}}{\text{lote}} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1,5 \text{ mL H}_2\text{O}}{1 \text{ g Fe}^{2+}} \times \frac{1 \text{ L}}{1\,000 \text{ mL}} = 25,22 \text{ L}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 25,22 \text{ L H}_2\text{O} \times \frac{999 \text{ kg H}_2\text{O}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} = 25,19 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{lote}}$$

Por lo tanto la masa de la solución saturada de FeSO_4 es:

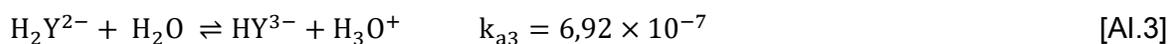
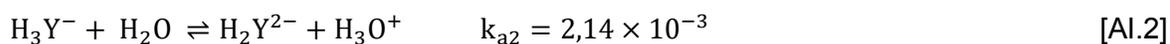
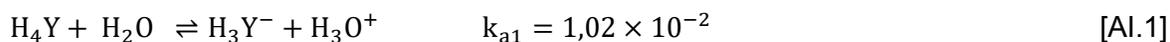
$$m_{\text{Sol FeSO}_4} = (16,81 + 25,19) \frac{\text{kg}}{\text{lote}} = \mathbf{42,00 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}}$$

Solución de NaOH 1 M. $m_{\text{Sol NaOH}}$:

La cantidad de NaOH que debe adicionarse para acondicionar el pH del complejo de 2,80 (valor de pH inicial medido para el complejo) al pH de 6,41 se determinó a partir de la reacción estequiométrica entre las distintas especies de EDTA y de FeSO_4 , con el NaOH.

a) Reacción entre las especies del EDTA y el NaOH:

El EDTA (H_4Y) es un ácido débil polifuncional, que en disolución acuosa sufre cuatro disociaciones de acuerdo a las ecuaciones de equilibrio que se presentan en las Ecuaciones A1.1 a A1.4 (Skoog et al., 2015, pp. 415-416).



Por tanto en solución, el EDTA puede existir en la forma de cinco especies: H_4Y , H_3Y^- , H_2Y^{2-} , HY^{3-} y Y^{4-} , la proporción de cada especie es función del pH.

La proporción de las especies de EDTA en la disolución se pudo visualizar al graficar la concentración de equilibrio relativa (α) de las especies en función del pH de la disolución (Skoog et al., 2015, p. 373), tal como se muestra en la Figura Al.2.

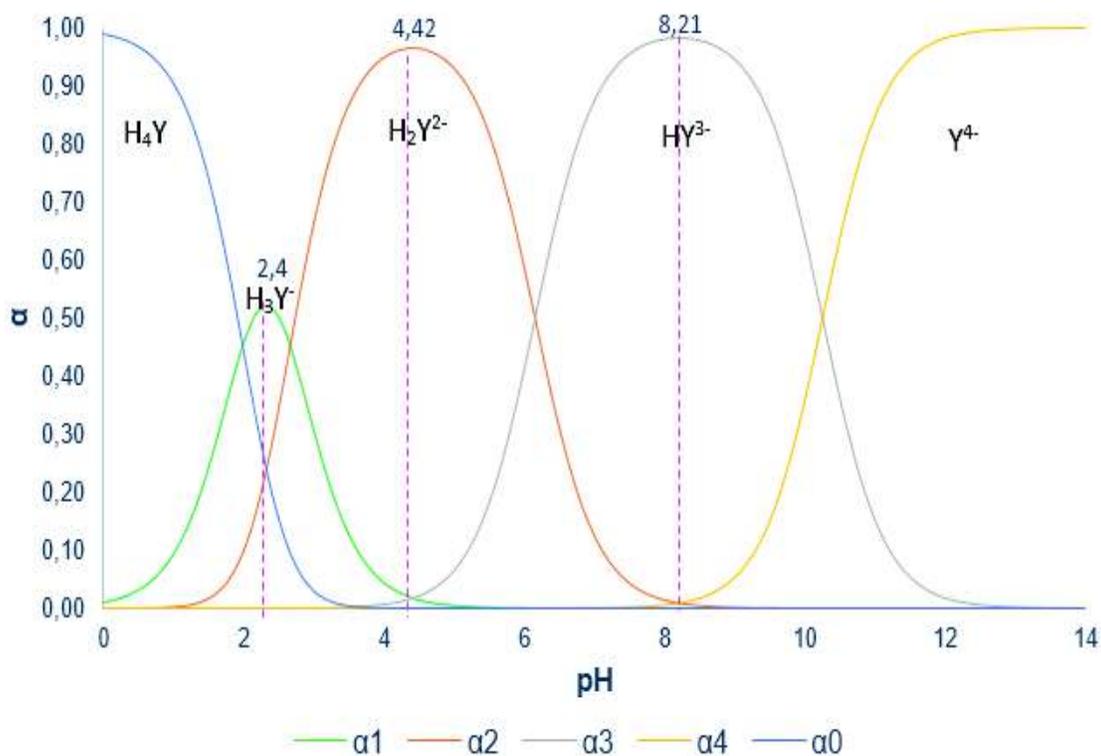


Figura Al.2. Composición de las disoluciones de EDTA en función del pH

Las concentraciones de equilibrio relativas (α_i) para las especies del EDTA se obtienen a través de las Ecuaciones Al.5 a Al.9.

$$\alpha_0 = \frac{[\text{H}_3\text{O}^+]^4}{[\text{H}_3\text{O}^+]^4 + [\text{H}_3\text{O}^+]^3 k_{a1} + [\text{H}_3\text{O}^+]^2 k_{a1} k_{a2} + [\text{H}_3\text{O}^+] k_{a1} k_{a2} k_{a3} + k_{a1} k_{a2} k_{a3} k_{a4}} = \frac{[\text{H}_4\text{Y}]}{C_T} \quad [\text{Al.5}]$$

$$\alpha_1 = \frac{k_{a1} \times [\text{H}_3\text{O}^+]^3}{[\text{H}_3\text{O}^+]^4 + [\text{H}_3\text{O}^+]^3 k_{a1} + [\text{H}_3\text{O}^+]^2 k_{a1} k_{a2} + [\text{H}_3\text{O}^+] k_{a1} k_{a2} k_{a3} + k_{a1} k_{a2} k_{a3} k_{a4}} = \frac{[\text{H}_3\text{Y}^-]}{C_T} \quad [\text{Al.6}]$$

$$\alpha_2 = \frac{k_{a1} \times k_{a2} \times [\text{H}_3\text{O}^+]^2}{[\text{H}_3\text{O}^+]^4 + [\text{H}_3\text{O}^+]^3 k_{a1} + [\text{H}_3\text{O}^+]^2 k_{a1} k_{a2} + [\text{H}_3\text{O}^+] k_{a1} k_{a2} k_{a3} + k_{a1} k_{a2} k_{a3} k_{a4}} = \frac{[\text{H}_2\text{Y}^{2-}]}{C_T} \quad [\text{Al.7}]$$

$$\alpha_3 = \frac{k_{a1} \times k_{a2} \times k_{a3} \times [\text{H}_3\text{O}^+]}{[\text{H}_3\text{O}^+]^4 + [\text{H}_3\text{O}^+]^3 k_{a1} + [\text{H}_3\text{O}^+]^2 k_{a1} k_{a2} + [\text{H}_3\text{O}^+] k_{a1} k_{a2} k_{a3} + k_{a1} k_{a2} k_{a3} k_{a4}} = \frac{[\text{HY}^{3-}]}{C_T} \quad [\text{Al.8}]$$

$$\alpha_4 = \frac{k_{a1} \times k_{a2} \times k_{a3} \times k_{a4}}{[\text{H}_3\text{O}^+]^4 + [\text{H}_3\text{O}^+]^3 k_{a1} + [\text{H}_3\text{O}^+]^2 k_{a1} k_{a2} + [\text{H}_3\text{O}^+] k_{a1} k_{a2} k_{a3} + k_{a1} k_{a2} k_{a3} k_{a4}} = \frac{[\text{Y}^{4-}]}{C_T} \quad [\text{Al.9}]$$

Donde:

α_i : concentraciones de equilibrio relativo ($i = 0, 1, 2, 3, 4$) (adimensional)

$[\text{H}_3\text{O}^+]$: concentración molar del ion hidronio (M)

k_{aj} : constantes de acidez ($j = 1, 2, 3, 4$)

C_T : concentración analítica del EDTA (M)

Cálculo del número de moles de las especies de EDTA a pH 2,80 y 6,41:

Para determinar el número de moles de las especies de EDTA en disolución, se realizó el cálculo previo del valor de las concentraciones de equilibrio relativas (α_0 , α_1 , α_2 , α_3 y α_4) a valor de pH de 2,80 y 6,41 a través de las Ecuaciones Al.5 a la Al.9.

A partir de la Ecuación Al.6 se presenta el ejemplo de cálculo de α_1 a valor de pH 2,80.

$$\alpha_1 = \frac{k_{a1} \times [\text{H}_3\text{O}^+]^3}{[\text{H}_3\text{O}^+]^4 + [\text{H}_3\text{O}^+]^3 k_{a1} + [\text{H}_3\text{O}^+]^2 k_{a1} k_{a2} + [\text{H}_3\text{O}^+] k_{a1} k_{a2} k_{a3} + k_{a1} k_{a2} k_{a3} k_{a4}}$$

Para resolver la Ecuación Al.6 se conoce que a valor de pH 2,80 la concentración del ión hidronio $[\text{H}_3\text{O}^+]$ es:

$$[\text{H}_3\text{O}^+]^3 = 1 \times 10^{-2,80} \text{ M}$$

Además se determinó el valor del producto de las constantes de acidez (k_{ai}). El valor de las constantes de acidez del EDTA (Skoog et al., 2015, p. 415) son:

$$k_{a1} = 1,02 \times 10^{-2}$$

$$k_{a2} = 2,14 \times 10^{-3}$$

$$k_{a3} = 6,92 \times 10^{-7}$$

$$k_{a4} = 5,50 \times 10^{-11}$$

A los productos de las constantes de acidez, con la finalidad de resolver la Ecuación Al.6, se les asignó las variables A, B y C. Al denominador se asignó la variable D.

$$A = k_{a1}k_{a2} = 2,18 \times 10^{-5}$$

$$B = k_{a1}k_{a2}k_{a3} = 1,51 \times 10^{-11}$$

$$C = k_{a1}k_{a2}k_{a3}k_{a4} = 8,31 \times 10^{-22}$$

$$D = [\text{H}_3\text{O}^+]^4 + [\text{H}_3\text{O}^+]^3k_{a1} + [\text{H}_3\text{O}^+]^2k_{a1}k_{a2} + [\text{H}_3\text{O}^+]k_{a1}k_{a2}k_{a3} + k_{a1}k_{a2}k_{a3}k_{a4}$$

Cálculo de la variable D

$$D = (1 \times 10^{-2,80})^4 + (1 \times 10^{-2,80})^3 \times 1,02 \times 10^{-2} + (1 \times 10^{-2,80})^2 \times 2,18 \times 10^{-5} + 1 \times 10^{-2,80} \times 1,51 \times 10^{-11} + 8,31 \times 10^{-22} = 1,02 \times 10^{-10}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación Al.6, se determinó α_1

$$\alpha_1 = \frac{1,02 \times 10^{-2} \times [1 \times 10^{-2,80}]^3}{1,02 \times 10^{-10}} = 0,40$$

Posterior al cálculo de α_1 se determinó el número de moles de la especie H_3Y^- a partir de la segunda equivalencia de la Ecuación Al.6.

$$\alpha_1 = \frac{[\text{H}_3\text{Y}^-]}{C_T}$$

Esta ecuación en función al volumen de la mezcla (V_{mezcla}), se define como: la relación entre el número de moles de la especie H_3Y^- ($n_{\text{H}_3\text{Y}^-}$) y el número de moles de EDTA (n_{EDTA}).

$$\alpha_1 = \frac{[\text{H}_3\text{Y}^-]}{C_T} = \frac{\frac{n_{\text{H}_3\text{Y}^-}}{V_{\text{mezcla}}}}{\frac{n_{\text{EDTA}}}{V_{\text{mezcla}}}} = \frac{n_{\text{H}_3\text{Y}^-}}{n_{\text{EDTA}}}$$

Por lo tanto,

$$\alpha_1 = \frac{n_{\text{H}_3\text{Y}^-}}{n_{\text{EDTA}}} \quad [\text{Al.10}]$$

Donde:

$n_{\text{H}_3\text{Y}^-}$: número de moles de H_3Y^- (mol)

n_{EDTA} : número de moles de EDTA (mol)

Al reordenar la Ecuación Al.10, el número de moles de H_3Y^- es:

$$\begin{aligned} n_{\text{H}_3\text{Y}^-} &= \alpha_1 \times n_{\text{EDTA}} \\ n_{\text{H}_3\text{Y}^-} &= 0,40 \times 60,46 \text{ mol} \\ n_{\text{H}_3\text{Y}^-} &= 24,18 \text{ mol} \end{aligned}$$

De manera similar se determinó el valor de las concentraciones equivalentes relativas α_0 , α_2 , α_3 , α_4 y los números de moles de las especies del EDTA a los valores de pH de 2,80 y 6,41.

Si el valor de pH es 2,80

$$\begin{aligned} n_{\text{H}_4\text{Y}} &= 0,06 \times 60,46 \text{ mol} = 3,63 \text{ mol} \\ n_{\text{H}_3\text{Y}^-} &= 0,40 \times 60,46 \text{ mol} = 24,18 \text{ mol} \\ n_{\text{H}_2\text{Y}^{2-}} &= 0,54 \times 60,46 \text{ mol} = 32,65 \text{ mol} \end{aligned}$$

$$n_{\text{HY}^{3-}} = 0 \times 60,46 \text{ mol} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{\text{Y}^{4-}} = 0 \times 60,46 \text{ mol} = 0 \text{ mol}$$

Si el valor de pH es 6,41

$$n_{\text{H}_4\text{Y}} = 0 \times 60,46 \text{ mol} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{\text{H}_3\text{Y}^-} = 0 \times 60,46 \text{ mol} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{\text{H}_2\text{Y}^{2-}} = 0,36 \times 60,46 \text{ mol} = 21,77 \text{ mol}$$

$$n_{\text{HY}^{3-}} = 0,64 \times 60,46 \text{ mol} = 38,69 \text{ mol}$$

$$n_{\text{Y}^{4-}} = 0 \times 60,46 \text{ mol} = 0 \text{ mol}$$

Una vez que se determinó el número de moles de las especies de EDTA a los valores de pH de 2,80 y 6,41, se calculó el número de moles de NaOH. El cálculo del número de moles de NaOH se realizó a través de las reacciones químicas entre las especies del EDTA y el NaOH, mediante las Ecuaciones AI.11, AI.12 y AI.13.



A partir de los mencionados cálculos se determinó cuando el pH de la disolución se lleva de 2,80 a 6,41 la totalidad de las especies de H_4Y y H_3Y^- presentes a pH 2,80 se transforman a HY^{3-} al valor de pH 6,41, mientras que la especie H_2Y^{2-} presente a valor de pH 2,80 se transforma parcialmente a HY^{3-} cuando el pH de la disolución alcanza el valor de 6,41. De acuerdo a lo enunciado el número de moles de NaOH es:

$$\begin{aligned} n_{\text{NaOH Rx EDTA}} &= \left(3,63 \text{ mol H}_4\text{Y} \times \frac{3 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol H}_4\text{Y}} + 24,18 \text{ mol H}_3\text{Y}^- \times \frac{2 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol H}_3\text{Y}^-} \right. \\ &\quad \left. + (32,65 - 21,77) \text{ mol H}_2\text{Y}^{2-} \times \frac{1 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol H}_2\text{Y}^{2-}} \right) \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol OH}^-} \\ n_{\text{NaOH Rx EDTA}} &= 70,13 \text{ mol} \end{aligned}$$

b) Reacción entre las especies del FeSO₄ y el NaOH:

En disolución acuosa, el FeSO₄ se disocia en el catión ferroso (Fe²⁺) y el anión sulfato (SO₄²⁻). El anión SO₄²⁻, a su vez, podría abstraer un protón y producir el anión bisulfato (HSO₄⁻), esto en soluciones muy ácidas. Por tanto, a partir del valor de pH, se puede tener en solución tanto los aniones HSO₄⁻ como los aniones SO₄²⁻. La proporción de los aniones en la disolución se pudo visualizar al graficar la concentración de equilibrio relativa (α_0) en función del pH de la disolución (Skoog et al., 2015, p. 373), tal como se muestra en la Figura AI.3.

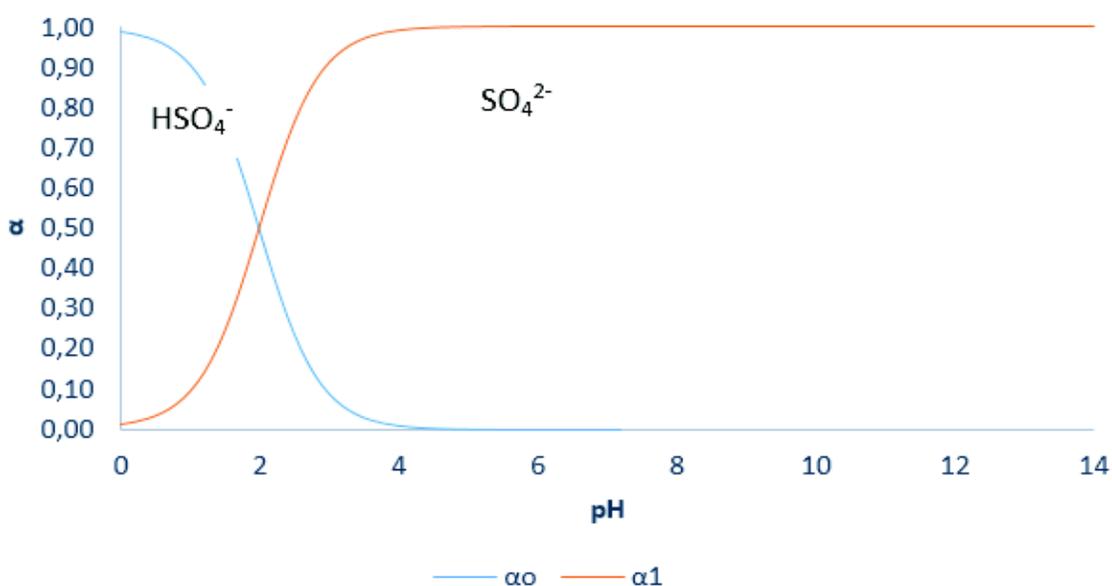


Figura AI.3. Composición de las disoluciones de H₂SO₄ en función del pH

Con base al gráfico de la Figura AI.3 se identificaron las especies presentes a valores de pH de 2,80 y 6,41 producto de la disolución del FeSO₄. De acuerdo a esta figura, a un valor de pH de 2,80 coexisten en solución el anión sulfato (SO₄²⁻) y el anión bisulfato (HSO₄⁻), este último, capaz de reaccionar con una base fuerte. Además, el gráfico de la Figura AI.3 muestra que a un valor de pH de 6,41 la única especie presente en disolución es el anión sulfato.

La concentración de equilibrio relativa para el anión HSO₄⁻ (α_0) a valor de pH 2,80 se determinó mediante la Ecuación AI.14.

$$\alpha_o = \frac{[H_3O^+]}{[H_3O^+] + k_a} = \frac{[HSO_4^-]}{C_T} \quad [Al.14]$$

Donde:

α_o : concentración de equilibrio relativa (adimensional)

$[H_3O^+]$: concentración de radical hidronio (M)

k_a : constante de acidez

C_T : concentración analítica del $FeSO_4$ (M)

Para determinar la concentración de equilibrio relativa (α_o) la constante de acidez (k_{a1}) del HSO_4^- es $1,02 \times 10^{-2}$ (Skoog et al., 2015, p. A-11)

Si el valor de pH es 2,80

$$\alpha_o = \frac{1 \times 10^{-2,80}}{1 \times 10^{-2,80} + 1,02 \times 10^{-2}}$$

$$\alpha_o = 0,13$$

Por lo tanto el número de moles del anión HSO_4^- es:

$$n_{HSO_4^-} = \alpha_o \times n_{FeSO_4}$$

$$n_{HSO_4^-} = 0,13 \times 60,46 \text{ mol}$$

$$n_{HSO_4^-} = 7,86 \text{ mol}$$

Una vez determinadas las moles del anión HSO_4^- a valor de pH de 2,80, se planteó la reacción química entre HSO_4^- y el NaOH para el cálculo del número de moles de NaOH.

La reacción química entre HSO_4^- y el NaOH se representa a través de la Ecuación Al.15.



$$n_{\text{NaOH Rx HSO}_4^-} = 7,86 \text{ mol HSO}_4^- \times \frac{1 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol HSO}_4^-} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol OH}^-}$$

$$n_{\text{NaOH Rx HSO}_4^-} = 7,86 \text{ mol}$$

c) Masa total de NaOH para acondicionamiento del complejo

A partir del número de moles de NaOH que reacciona con las especies de EDTA y con el HSO_4^- , se determinó la masa de la solución de NaOH 1 M para el acondicionamiento del complejo.

$$n_{\text{NaOH T}} = n_{\text{NaOH Rx EDTA}} + n_{\text{NaOH Rx HSO}_4^-}$$

$$n_{\text{NaOH T}} = (70,13 + 7,86) \text{ mol}$$

$$n_{\text{NaOH T}} = 77,99 \text{ mol}$$

La concentración de la solución de NaOH es 1 M y la densidad del NaOH 18 °C es 1,0433 g/cm³ (Perry, 2001, p. 2-112).

$$m_{\text{Sol NaOH}} = 77,99 \text{ mol} \times \frac{1 \text{ L}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ 000 cm}^3}{1 \text{ L}} \times \frac{1,0433 \text{ g}}{1 \text{ cm}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{1 \text{ 000 g}}$$

$$m_{\text{Sol NaOH}} = 81,37 \text{ kg}$$

Por lo tanto la masa de complejo que debe alimentarse por lote a la etapa de reacción, es la suma de la masa de las soluciones saturadas de EDTA y FeSO_4 y la masa de la solución de NaOH que se adiciona para el acondicionamiento del complejo.

$$m_{\text{Complejo}} = m_{\text{Sol EDTA}} + m_{\text{Sol FeSO}_4} + m_{\text{Sol NaOH}}$$

$$m_{\text{Complejo}} = (247,38 + 42,00 + 81,37) \text{ kg}$$

$$m_{\text{Complejo}} = 370,75 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

La masa del complejo por lote de efluente, se divide en partes iguales asía los reactores ubicados en la etapa de reacción.

AI.1.2. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE REACCIÓN

La Figura AI.4 representa el esquema del balance de masa de la etapa de reacción, para el balance de masa.



Figura AI.4. Esquema del balance de masa de la etapa de reacción

Efluente, m_{Efluente} :

La masa de efluente que ingresa a la etapa de reacción por cada lote es de $9,72 \text{ m}^3$. La densidad del efluente es $997,33 \text{ kg/m}^3$ (densidad determinada en la Subsección AI.1).

$$m_{\text{Efluente}} = 9,72 \text{ m}^3 \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$m_{\text{Efluente}} = 9\,694,05 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

La masa de efluente se divide los dos reactores ubicados en la etapa de reacción. A cada reactor ingresa un volumen de $4,86 \text{ m}^3$ de efluente.

Peróxido de hidrógeno (H_2O_2), $m_{\text{Sol H}_2\text{O}_2}$:

La masa de H_2O_2 al 50 % p/p que se debe adicionar para el tratamiento de $9,72 \text{ m}^3$ de efluente, se determinó a partir del número de moles de H_2O_2 previamente calculado en la Subsección AI.1.1. La masa molecular del peróxido es 34 g/mol .

$$m_{\text{Sol H}_2\text{O}_2} = 1\,209,17 \text{ mol H}_2\text{O}_2 \times \frac{34 \text{ g H}_2\text{O}_2}{1 \text{ mol H}_2\text{O}_2} \times \frac{100 \text{ g sol H}_2\text{O}_2}{50 \text{ g H}_2\text{O}_2} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}}$$

$$m_{\text{Sol H}_2\text{O}_2} = 82,22 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

La masa de H_2O_2 por lote de efluente se divide en cantidades iguales para la alimentación a los dos reactores ubicados en la etapa de reacción.

Efluente que se descarga de la etapa de reacción, Efluente tratado:

$$m_{\text{Efluente tratado}} = m_{\text{Complejo}} + m_{\text{Efluente}} + m_{\text{H}_2\text{O}_2}$$

$$m_{\text{Efluente tratado}} = (370,75 + 9\,694,05 + 82,22) \text{ kg}$$

$$m_{\text{Efluente tratado}} = 10\,147,02 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

Para los cálculos posteriores, se consideró que el efluente posterior a la etapa de reacción alcanza un valor de pH de 6,79. Este valor se determinó mediante la medición del pH del efluente en el Laboratorio del Acelerador de Electrones del Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional una vez finalizada la reacción.

AI.1.3. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE COAGULACIÓN

La Figura AI.5 presenta el esquema del balance de masa de la etapa de coagulación.

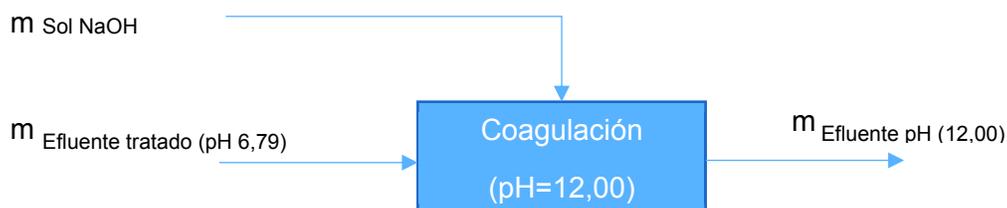


Figura AI.5. Esquema del balance de masa de la etapa de coagulación

En la etapa de coagulación se adiciona una solución de NaOH 1 M para llevar el pH de efluente de 6,79 a 12,00. El incremento del pH del efluente permite desestabilizar del ion Fe^{3+} que se forma posterior a la etapa de reacción producto de la oxidación del ion Fe^{2+} .

Solución de NaOH 1 M, $m_{\text{Sol NaOH}}$:

La masa de la solución de NaOH que se adiciona a la etapa de coagulación incluye la cantidad de NaOH que reacciona estequiométricamente con las especies del EDTA para elevar el pH del efluente de 6,79 a 12,00 y la cantidad de NaOH que reacciona con el ión férrico (Fe^{3+}) para formar $\text{Fe}(\text{OH})_3$ (Coso, 2004, p. 361), compuesto sólido que posteriormente se separa en el proceso de sedimentación. Por tanto, se calcularon dos contribuciones de NaOH.

a) Masa de la solución de NaOH necesario para elevar el pH del efluente de 6,79 a 12,00

A partir de la construcción de las curvas de concentración de equilibrio relativa (α) presente en la Figura A1.2, se identificó el valor de pH en los cuatro puntos de equivalencia del EDTA, estos valores son: 2,40 para el primer punto de equivalencia; 4,42 para el segundo punto de equivalencia; 8,21 para el tercer punto de equivalencia y 12,60 para el cuarto punto de equivalencia, además se identificó que a valores de pH mayores a 6,79 las especies que se encuentran en disolución son: H_2Y^{2-} , HY^{3-} y Y^{4-} .

Para determinar el número de moles de las especies a valor de pH de 6,79 y 12,00 se realizó un cálculo similar al descrito en la Subsección A1.1.1.

Si el valor de pH es 6,79

Las concentraciones de equilibrio relativas para las especies H_2Y^{2-} , HY^{3-} y Y^{4-} (α_2 , α_3 y α_4) son:

$$\alpha_2 = 0,19$$

$$\alpha_3 = 0,81$$

$$\alpha_4 = 0$$

Por lo tanto el número de moles de las especies H_2Y^{2-} , HY^{3-} y Y^{4-} son:

$$n_{\text{H}_2\text{Y}^{2-}} = 0,19 \times 60,46 \text{ mol} = 11,49 \text{ mol}$$

$$n_{\text{HY}^{3-}} = 0,81 \times 60,46 \text{ mol} = 48,97 \text{ mol}$$

$$n_{\text{Y}^{4-}} = 0 \text{ mol}$$

Si el valor de pH es 12,00

Las concentraciones de equilibrio relativas para las especies H_2Y^{2-} , HY^{3-} y Y^{4-} (α_2 , α_3 y α_4) son:

$$\alpha_2 = 0$$

$$\alpha_3 = 0,02$$

$$\alpha_4 = 0,98$$

Por lo tanto el número de moles de las especies H_2Y^{2-} , HY^{3-} y Y^{4-} son:

$$n_{\text{H}_2\text{Y}^{2-}} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{\text{HY}^{3-}} = 0,02 \times 60,46 \text{ mol} = 1,21 \text{ mol}$$

$$n_{\text{Y}^{4-}} = 0,98 \times 60,46 \text{ mol} = 59,25 \text{ mol}$$

Una vez que se determinaron las moles de las especies de EDTA presentes a los valores de pH de 6,79 y 12,00, se plantearon las reacciones químicas entre las especies del EDTA y el NaOH. Esto permitió el cálculo del número de moles de NaOH necesarias para elevar el pH hasta 12,00.

Las reacciones entre las especies de EDTA y el NaOH se presentan a través de las Ecuaciones Al.16 y Al.17.



$$n_{\text{NaOH}} = \left(11,49 \text{ mol H}_2\text{Y}^{2-} \times \frac{2 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol H}_2\text{Y}^{2-}} + (48,97 - 1,21) \times \frac{1 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol HY}^{3-}} \right) \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol OH}^-} = 70,74 \text{ mol}$$

A partir del cálculo del número de moles de NaOH se determinó la masa de la solución de NaOH 1 M que se debe adicionar para llevar el pH del efluente a 12,00. La densidad de la solución de NaOH a 18 °C es 1 043,3 kg/m³ (Perry, 2001, p. 2-112).

$$m_{\text{Sol NaOH}} = 70,74 \text{ mol NaOH} \times \frac{1 \text{ L}}{1 \text{ mol NaOH}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1 000 \text{ L}} \times 1 043,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$m_{\text{Sol NaOH}} = 73,80 \text{ kg}$$

b) Masa de la solución de NaOH, que reacciona con el ion férrico (Fe³⁺):

Para determinar la cantidad de NaOH que reacciona con el Fe³⁺, se consideró que la totalidad del ión ferroso (Fe²⁺) que se adiciona como parte del complejo se transforma a ión férrico (Fe³⁺) por lo tanto:

$$n_{\text{Fe}^{3+}} = n_{\text{Fe}^{2+}} = 60,46 \text{ mol}$$

La ecuación química de formación de hidróxido férrico (Fe(OH)₃) se presenta en la Ecuación Al.18.



$$n_{\text{NaOH}} = 60,46 \text{ mol Fe}^{3+} \times \frac{3 \text{ mol OH}^-}{1 \text{ mol Fe}^{3+}} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol OH}^-}$$

$$n_{\text{NaOH}} = 181,38 \text{ mol}$$

A partir del número de moles de NaOH se determinó la masa de la solución de NaOH 1 M que debe adicionarse para precipitar el Fe^{3+} . La densidad de la solución de NaOH a 18 °C es de 1 043,30 kg/m³ (Perry, 2001, p. 2-112).

$$m_{\text{Sol NaOH}} = 181,38 \text{ mol NaOH} \times \frac{1 \text{ L}}{1 \text{ mol NaOH}} \times 1\,043,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}}$$

$$m_{\text{Sol NaOH}} = 189,23 \text{ kg}$$

Una vez que se determinó la masa de la solución de NaOH para llevar el pH de 6,79 a 12,00, y la masa de la solución de NaOH para precipitar el Fe^{3+} , se calculó la masa total de la solución de NaOH que debe alimentarse en la etapa de coagulación.

$$m_{\text{Sol NaOH}} = (73,80 + 189,23) \frac{\text{kg}}{\text{lote}} = 263,03 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

Para el tratamiento del efluente la masa de la solución de NaOH 1 M (263,03 kg) se adiciona a los dos reactores ubicados en la etapa de reacción (131,51 kg de la solución, NaOH 1 M por reactor).

Efluente que se descarga de la etapa de coagulación, $m_{\text{Efluente pH 12}}$:

La masa de efluente que se descarga a la etapa de coagulación ($m_{\text{Efluente pH 12}}$) se determinó mediante la suma de la masa del efluente tratado y la masa de la solución de NaOH.

$$m_{\text{Efluente pH 12}} = m_{\text{Efluente tratado}} + m_{\text{Sol NaOH}}$$

$$m_{\text{Efluente pH 12}} = (10\,147,02 + 263,03) \text{ kg}$$

$$m_{\text{Efluente pH 12}} = 10\,410,05 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

La masa del efluente a pH 12,00 se descarga de los dos reactores ubicados para la etapa de reacción y coagulación (5 205,02 kg de efluente por reactor) a la etapa de sedimentación.

AI.1.4. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE SEDIMENTACIÓN

La Figura AI.6 representa el esquema del balance de masa de la etapa de sedimentación.

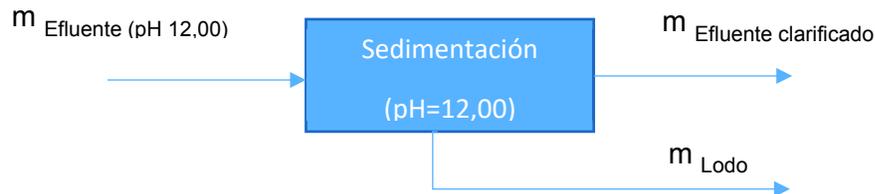
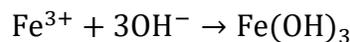


Figura AI.6. Esquema del balance de masa de la etapa de sedimentación

Lodo sedimentado, m_{Lodo} :

Para determinar la masa de los lodos de sedimentación, se consideró que el lodo está constituido únicamente por hidróxido férrico ($\text{Fe}(\text{OH})_3$) y un porcentaje de humedad del 95 % (en base húmeda). Este porcentaje está dentro rango del porcentaje de humedad para lodos químicos, entre 75 a 99 % (Perry, 1999, p. 25-109).

La masa de hidróxido férrico ($\text{Fe}(\text{OH})_3$) se determinó estequiometricamente, mediante la Ecuación AI.18 presente en la Subsección AI.1.3. Para este cálculo se consideró que todo el ion Fe^{2+} que se adiciona como parte del complejo evoluciona a Fe^{3+} posterior a la reacción Fenton modificado.



$$n_{\text{Fe}^{3+}} = n_{\text{Fe}^{2+}} = 60,46 \text{ mol}$$

$$m_{\text{Fe}(\text{OH})_3} = 60,46 \text{ mol Fe}^{3+} \times \frac{1 \text{ mol Fe}(\text{OH})_3}{1 \text{ mol Fe}^{3+}} \times \frac{106,86 \text{ g Fe}(\text{OH})_3}{1 \text{ mol Fe}(\text{OH})_3} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}$$

$$m_{\text{Fe}(\text{OH})_3} = 6,46 \text{ kg}$$

La cantidad de agua que contiene el lodo a un porcentaje de humedad del 95 % (en base húmeda) es:

$$H\% = \frac{m_{\text{agua}}}{m_{\text{seca}} + m_{\text{agua}}} \times 100$$

$$m_{\text{agua}} = \frac{H\% \times m_{\text{seca}}}{100 - H\%} = \frac{95 \times 6,46 \text{ kg}}{100 - 95} = 122,74 \text{ kg}$$

Por tanto la masa de lodo es:

$$m_{\text{Lodo}} = m_{\text{Lodo seco}} + m_{\text{agua}}$$

$$m_{\text{Lodo seco}} = m_{\text{Fe(OH)}_3}$$

$$m_{\text{Lodo}} = (6,46 + 122,74) \text{ kg}$$

$$m_{\text{Lodo}} = 129,20 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

Efluente clarificado, $m_{\text{Efluente clarificado}}$:

La masa del efluente clarificado, resulta de la diferencia entre la masa de lodo sedimentado respecto a la masa de efluente que se alimenta a la etapa de sedimentación.

$$m_{\text{Efluente clarificado}} = m_{\text{Efluente (pH 12)}} - m_{\text{Lodo}}$$

$$m_{\text{Efluente clarificado}} = (10\,410,05 - 129,20) \text{ kg}$$

$$m_{\text{Efluente clarificado}} = 10\,280,85 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

AI.1.5. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA NEUTRALIZACIÓN

La Figura AI.7 representa el esquema del balance de la etapa de neutralización del efluente.

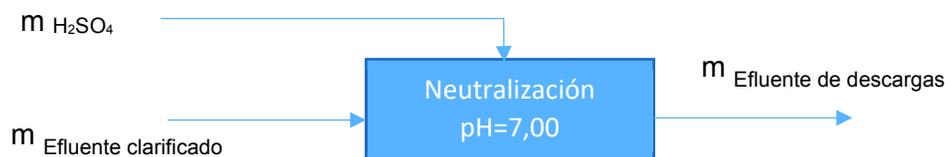


Figura AI.7. Esquema del balance de masa de la etapa de neutralización

Solución de H₂SO₄ al 98 % p/p, m_{sol H₂SO₄}:

Para la neutralización del efluente y cumplir con los límites máximos permisibles en cuanto a pH (valor de pH entre 6 y 9), dictados por la normativa ambiental vigente para la descargas de efluentes a cuerpos de agua dulce (Ministerio del Ambiente, 2015a, p. 22), se adiciona H₂SO₄ al 98 % p/p en la etapa de neutralización.

La masa de H₂SO₄ que debe adicionarse en la etapa de neutralización se determinó mediante la reacción química entre el H₂SO₄ y las especies del EDTA. Para esto se consideraron las especies del EDTA presentes a los valores de pH de 12,00 y 7,00.

El número de moles de las especies presentes a valor de pH de 12,00 y 7,00 se determinaron acorde al procedimiento descrito en la Subsección A1.1.1.

Si el valor de pH es 7,00

$$n_{H_4Y} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{H_3Y^-} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{H_2Y^{2-}} = 0,13 \times 60,46 \text{ mol} = 7,86 \text{ mol}$$

$$n_{HY^{3-}} = 0,87 \times 60,46 \text{ mol} = 52,60 \text{ mol}$$

$$n_{Y^{4-}} = 0 \text{ mol}$$

Si el valor de pH es 12,00

$$n_{H_4Y} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{H_3Y^-} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{H_2Y^{2-}} = 0 \text{ mol}$$

$$n_{HY^{3-}} = 0,02 \times 60,46 \text{ mol} = 1,21 \text{ mol}$$

$$n_{Y^{4-}} = 0,98 \times 60,46 \text{ mol} = 59,25 \text{ mol}$$

Una vez que el número de moles de las especies de EDTA fue determinado a ambos valores de pH, se plantearon las reacciones químicas entre las especies

del EDTA y el H_2SO_4 para el cálculo del número de moles de H_2SO_4 . Las reacciones químicas entre las especies del EDTA y el H_2SO_4 se presentan en las Ecuaciones Al.19 y Al.20.



$$n_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 7,86 \text{ mol H}_2\text{Y}^{2-} \times \frac{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4}{1 \text{ mol H}_2\text{Y}^{2-}} + (52,60 - 1,21) \text{ mol HY}^{3-} \times \frac{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4}{2 \text{ mol HY}^{3-}}$$

$$n_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 33,56 \text{ mol H}_2\text{SO}_4$$

A partir del número de moles de H_2SO_4 se determinó la masa de la solución concentrada de ácido sulfúrico al 98 % p/p (18,4 M). La densidad del H_2SO_4 es 1,836 g /cm³ (Perry, 2001, p. 2-115).

$$m_{\text{Sol H}_2\text{SO}_4} = 33,56 \text{ mol H}_2\text{SO}_4 \times \frac{1 \text{ L}}{18,4 \text{ mol}} \times 1,836 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \times \frac{1 \text{ 000 cm}^3}{1 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1 \text{ 000 g}}$$

$$m_{\text{Sol H}_2\text{SO}_4} = 3,35 \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

Efluente de descarga m Efluente de descarga:

La masa del efluente de descarga corresponde a la suma de la masa del efluente clarificado y a la masa de ácido sulfúrico.

$$m_{\text{Efluente de descarga}} = m_{\text{Efluente clarificado}} + m_{\text{Sol H}_2\text{SO}_4}$$

$$m_{\text{Efluente de descarga}} = (10 \text{ 280,85} + 3,35) \text{ kg}$$

$$m_{\text{Efluente de descarga}} = 10 \text{ 284,20} \frac{\text{kg}}{\text{lote}}$$

Adicionalmente se determinó la concentración de sulfatos (SO_4^{2-}) en el efluente de descarga.

Concentración de sulfatos (SO_4^{2-}) en el efluente de descarga

La concentración de SO_4^{2-} en el efluente de descarga es la suma de los aportes de este ion por parte del sulfato ferroso (FeSO_4) y del ácido sulfúrico (H_2SO_4) que se adicionan para el tratamiento del efluente. De acuerdo a la normativa ambiental vigente para descarga de efluentes a cuerpos de agua dulce, el límite máximo permisible de SO_4^{2-} es 1 000 mg/L (Ministerio del Ambiente, 2015a, p. 22).

a) Sulfato a partir de la adición de $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

$$m_{\text{SO}_4^{2-}} = 16,81 \text{ kg FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ mol}}{278,02 \text{ g Fe}_s\text{SO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}} \times \frac{1 \text{ mol SO}_4^{2-}}{1 \text{ mol}}$$

$$\times \frac{96 \text{ g SO}_4^{2-}}{1 \text{ mol}}$$

$$m_{\text{SO}_4^{2-}} = 5\,804,47 \text{ g}$$

b) Sulfato a partir de la adición de H_2SO_4

$$m_{\text{SO}_4^{2-}} = 33,56 \text{ mol H}_2\text{SO}_4 \times \frac{1 \text{ mol SO}_4^{2-}}{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4} \times \frac{96 \text{ g SO}_4^{2-}}{1 \text{ mol SO}_4^{2-}} = 3\,221,76 \text{ g}$$

La concentración de sulfatos en el efluente se determinó mediante la Ecuación A1.21.

$$[\text{SO}_4^{2-}] = \frac{m_{\text{SO}_4^{2-}}}{V} \quad [\text{A1.21}]$$

Donde:

$[\text{SO}_4^{2-}]$: concentración de sulfatos (mg/L)

$m_{\text{SO}_4^{2-}}$: masa de sulfatos (mg)

V: volumen del efluente de descarga (L)

Se consideró la densidad del efluente de descarga de 997,33 kg/m³.

$$[\text{SO}_4^{-2}] = \frac{(5\,801,47 + 3\,221,76) \text{ g}}{10\,284,20 \text{ kg} \times \frac{1 \text{ m}^3}{997,33 \text{ kg}} \times \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3}} \times \frac{1\,000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}$$

$$[\text{SO}_4^{-2}] = 875,05 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

AI.2. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

AI.2.1 PRODUCCIÓN DIARIA DE BIOGÁS

La producción diaria de biogás se estimó a partir de la relación teórica de producción de metano por kilogramo de DQO removida, $0,38 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DQO}$ removida. Esta relación se aplica bajo condiciones normales de presión y temperatura ($0 \text{ }^\circ\text{C}$ y 1 atm) (Nogués et al., 2010, p. 296).

La remoción promedio de la DQO en el proceso de digestión anaerobia es $900,55 \text{ mg DQO/L}$ y con base al flujo (caudal) del efluente a través del reactor biológico anaerobio ($0,90 \text{ L/s}$), proporcionado por la EPMAPS en sus informes de caracterización, se determinó la carga de DQO removida por hora:

La carga de DQO removida es:

$$\text{DQO} = 900,55 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times 0,90 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ g}}{1\,000 \text{ mg}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} \times \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 2,92 \frac{\text{kg DQO}}{\text{h}}$$

Por lo tanto el volumen de metano por hora que se genera a condiciones normales es:

$$V_{\text{CH}_4} = 0,38 \frac{\text{m}^3}{\text{kg DQO}} \times 2,92 \frac{\text{kg DQO}}{\text{h}}$$

$$V_{\text{CH}_4} = 1,11 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

En la Tabla AI.3 se presenta la composición teórica del biogás para el cálculo de la producción diaria de biogás a partir del proceso de digestión anaerobia.

Tabla AI.3. Composición del biogás

Compuesto	Composición % v/v
CH ₄	60,00
CO ₂	38,14
Vapor de agua	1,80
H ₂ S	0,06
Total	100,00

(Mogemex, 2017, p. 1)

Por lo tanto la producción diaria de biogás es:

$$V_{\text{biogás}} = 1,11 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{100}{60} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = 44,40 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Este volumen, se estimó a condiciones normales de presión y temperatura (0 °C y 1 atm), sin embargo en función a las condiciones ambientales en el sector de Ubillús (18 °C y 0,72 atm), el volumen de biogás se corrigió a partir de la multiplicación del valor calculado por la relación entre la presión de referencia (1 atm) y la presión de operación (presión ambiental en el sector de Ubillús).

$$V_{\text{biogás}} = 44,40 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ atm}}{0,72 \text{ atm}} = 61,67 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

A partir del volumen diario de producción de biogás se determinó la tasa de producción por hora.

$$V_{\text{biogás}} = \frac{61,67 \text{ m}^3}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 2,56 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

La densidad del biogás para el posterior cálculo de la masa, se determinó mediante la Ecuación AI.22 a las condiciones ambientales del sector de Ubillús (0,72 atm y 18 °C).

$$P \times V = Z \times n \times R \times T \quad [\text{Al.22}]$$

Donde:

- P: presión (atm)
 V: volumen (L)
 Z: factor de compresibilidad
 n: número de moles (mol)
 R: constante universal de los gases (0,081 atm L/mol K)
 T: temperatura (K)

Al reordenar la Ecuación Al.22 la expresión para el cálculo de la densidad es la Ecuación Al.23.

$$\rho = \frac{P \times P_M}{Z \times R \times T} \quad [\text{Al.23}]$$

Donde:

- ρ : densidad (g/L)
 P: presión (atm)
 PM: masa molecular (g/mol)
 Z: factor de compresibilidad
 R: constante universal de los gases (0,082 atm L/mol K)
 T: temperatura (K)

La masa molecular del biogás para el cálculo de la densidad es 26,73 g/mol, este valor se determinó mediante la Ecuación Al.24.

$$P_{M \text{ mezcla}} = \sum_{i=1}^n P_{M i} \times y_i \quad [\text{Al.24}]$$

Donde:

$P_{M \text{ mezcla}}$: masa molecular de la mezcla (g/mol)

P_{Mi} : masa molecular del compuesto ($i=1, 2, 3, n$)

y_i : fracción molar ($i=1, 2, 3, n$)

Para el cálculo de la densidad se consideró el comportamiento ideal del biogás ($Z=1$). Según Moran y Shapiro (2004), el factor de compresibilidad (Z) tiende a 1 cuando la presión tiende a cero a temperatura constante (p. 114). En la Figura A1.8 se muestra la tendencia del valor de Z a la unidad, bajo las condiciones antes descritas.

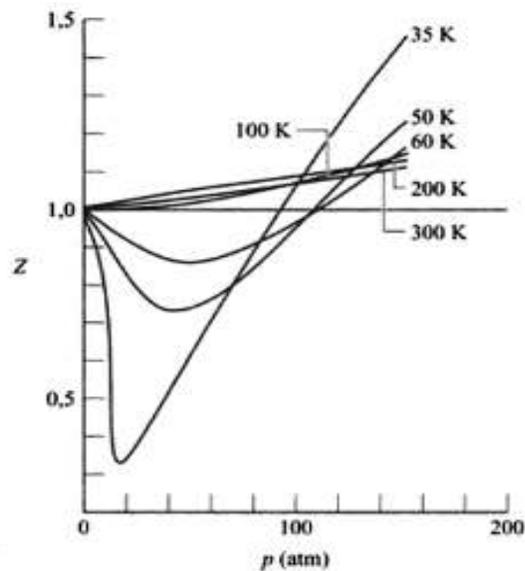


Figura AVI.8. Variación del factor de compresibilidad con la presión a temperatura constante para el hidrógeno (Moran y Shapiro, 2004, p. 115)

La Ecuación A1.23 se reemplazó en la Ecuación A1.25 para determinar la masa de biogás.

$$m = \rho \times V \quad [A1.25]$$

Donde:

m : masa (kg)

ρ : densidad (kg/m^3)

V : volumen (m^3)

Por lo tanto la Ecuación A1.23 para el cálculo de la masa de biogás se define como la Ecuación A1.26:

$$m = \frac{P \times P_M}{Z \times R \times T} \times V \quad [\text{A1.26}]$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación A1.26, la masa se biogás es:

$$m = \frac{0,72 \text{ atm} \times 26,73 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}}}{1 \times 0,082 \frac{\text{atm L}}{\text{mol K}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \times 291 \text{ K}} \times 61,67 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$m = 49,73 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

A partir de la producción diaria de biogás, se realizó el cálculo de la composición másica del biogás (CH_4 , CO_2 , vapor de agua y H_2S) en función a la composición teórica del biogás presente en la Tabla A1.3.

Composición molar y másica del biogás

Base de cálculo, 1 día.

Producción diaria de biogás de $61,67 \text{ m}^3/\text{día}$.

Cálculo del número de moles y masa de CH_4 :

$$V_{\text{CH}_4} = 61,67 \text{ m}^3 \times \frac{60}{100} = 37,00 \text{ m}^3$$

El cálculo del número de moles de CH_4 se realizó mediante la Ecuación A1.22.

$$n_{\text{CH}_4} = \frac{P \times V}{Z \times R \times T}$$

$$n_{\text{CH}_4} = \frac{0,72 \text{ atm} \times 37,00 \text{ m}^3 \times \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3}}{1 \times 0,082 \frac{\text{L} \times \text{atm}}{\text{mol} \times \text{K}} \times 291 \text{ K}} = 1\,116,42 \text{ mol}$$

La masa molecular del CH₄ es 16 g/mol.

$$m_{\text{CH}_4} = 1\,116,42 \text{ mol CH}_4 \times \frac{16 \text{ g CH}_4}{1 \text{ mol CH}_4} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}}$$

$$m_{\text{CH}_4} = 17,86 \text{ kg}$$

En la Tabla AI.4 se presenta la composición másica y molar del biogás a 18 °C y 0,72 atm (condiciones ambientales del sector de Ubillús).

Tabla AI.4. Composición del biogás a condiciones de 18 °C y 0,72 atm

Composición	Moles (mol/día)	PM (g/mol)	Masa (kg/día)	% p/p	% v/v
CH ₄	1 116,42	16,00	17,86	35,91	60,00
CO ₂	709,67	44,00	31,23	62,80	38,14
Vapor de agua	33,49	18,00	0,60	1,20	1,80
H ₂ S	1,12	34,00	0,04	0,08	0,06
Total	1 860,70	26,73	49,73	100,00	100,00

De acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla AI.4 se determinó la concentración de ácido sulfhídrico (H₂S) y la humedad absoluta del biogás antes del ingreso a la etapa de purificación y condensación.

La concentración de H₂S en el biogás se calculó mediante la Ecuación AI.27.

$$C_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{m_{\text{H}_2\text{S}}}{V_{\text{biogás}}} \quad [\text{AI.27}]$$

Donde:

C_{H_2S} : concentración de H_2S (ppm)

m_{H_2S} : masa de H_2S (mg)

$V_{biogás}$: volumen de biogás (m^3)

De acuerdo al cálculo previo se conoce la producción diaria de biogás de $61,67 m^3/día$. Por lo tanto la concentración de H_2S es:

$$C_{H_2S} = \frac{0,04 \text{ kg} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1\,000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{61,67 \text{ m}^3}$$

$$C_{H_2S} = 648,61 \text{ ppm}$$

La humedad absoluta del biogás se determinó mediante la Ecuación A1.28.

$$Y = \frac{P_{Mv}}{P_{Mg}} \times \frac{P_v}{P - P_v} \quad [A1.28]$$

Donde:

Y: humedad absoluta (kg de H_2O /kg de biogás)

P_{Mv} : masa molecular del vapor (g/mol)

P_{Mg} : masa molecular del gas (g/mol)

P_v : presión parcial de vapor (bar)

P: presión de operación (bar)

La presión parcial del vapor se determinó mediante la Ecuación A1.29.

$$P_v = P \times y_i \quad [A1.29]$$

Donde:

P: presión de operación (bar)

P_v : presión parcial de vapor (bar)

y_i : fracción molar

Para determinar la P_v se conoce la presión de operación de 0,72 atm y la fracción molar del 1,80 % con base a los datos presentes en la Tabla Al.4.

$$P_v = 0,72 \text{ atm} \times \frac{1,80}{100}$$

$$P_v = 0,013 \text{ atm}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación Al.28 la humedad absoluta del biogás es:

$$Y = \frac{18}{26,73} \times \frac{0,013 \text{ atm}}{0,72 \text{ atm} - 0,013 \text{ atm}}$$

$$Y = 0,012 \frac{\text{kg de H}_2\text{O}}{\text{kg de biogás seco}}$$

Al.2.2. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE PURIFICACIÓN

Para determinar la cantidad de ácido sulfhídrico (H_2S) que se remueve en la etapa de purificación mediante el método de adsorción seca sobre el óxido de hierro (Fe_2O_3), se consideró la remoción del 85 % del H_2S presente y la relación entre el adsorbente (Fe_2O_3) y el adsorbato (H_2S) de 0,56 kg H_2S /kg Fe_2O_3 (Abatzoglou y Boivin, 2009, p. 46).

En la Tabla Al.4 se presenta la masa de H_2S con la que ingresa el biogás a la etapa purificación. Este valor es:

$$m_{\text{H}_2\text{S}} = 0,04 \frac{\text{kg H}_2\text{S}}{\text{día}}$$

Por lo tanto la masa de H_2S que se remueve es:

$$m_{\text{H}_2\text{S removido}} = m_{\text{H}_2\text{S}} \times 0,85$$

$$m_{\text{H}_2\text{S removido}} = 0,04 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times 0,85 = 0,034 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Por lo tanto se estima que la masa de H₂S en la corriente de biogás posterior al proceso de purificación es:

$$m_{\text{H}_2\text{S}} = (0,04 - 0,034) \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{S}} = 0,006 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

En la Tabla AI.5 se presenta la composición másica y molar del biogás posterior a la etapa de purificación.

Tabla AI.5. Composición de biogás posterior a la etapa de purificación a condiciones de 18 °C y 0,72 atm

Composición	Moles (mol/día)	PM (g/mol)	Masa (kg/día)	% p/p	% v/v
CH ₄	1 116,42	16,00	17,86	35,94	60,03
CO ₂	709,67	44,00	31,23	62,83	38,16
Vapor de agua	33,49	18,00	0,60	1,20	1,80
H ₂ S	0,18	34,00	0,006	0,01	0,01
Total	1 859,76		49,70	100,00	100,00

De acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla AI.5 se determinó la concentración de ácido sulfhídrico (H₂S). Para determinar este valor se realizó el cálculo previo del volumen de biogás a 18 °C y 0,72 atm (condiciones ambientales del sector de Ubillús) mediante la Ecuación AI.22.

$$V_{\text{biogás}} = \frac{1 \times 1\,859,76 \text{ mol biogás} \times 0,082 \frac{\text{L atm}}{\text{mol K}} \times 291 \text{ K}}{0,72 \text{ atm}}$$

$$V_{\text{biogás}} = 61\,635,54 \text{ L} = 61,63 \text{ m}^3$$

Al sustituir los valores correspondientes en la Ecuación AI.27 la concentración de H₂S es:

$$C_{H_2S} = \frac{0,006 \text{ kg} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1\,000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{61,63 \text{ m}^3}$$

$$C_{H_2S} = 97,36 \text{ ppm}$$

Según FAO (2011), concentraciones de H₂S menores a 100 ppm en el biogás permiten evitar daños por corrosión en los equipos de cogeneración de energía (p. 56).

AI.2.3. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE CONDENSACIÓN

Para evitar la formación del condensado en las etapas de almacenamiento y generación de energía, se condensa el vapor de agua que compone parte del biogás mediante un enfriamiento a presión constante, hasta alcanzar una humedad relativa (Y_r) por debajo al 60 % (Nogués et al., 2010, p. 291).

Cálculo de la masa de condensado

La masa de condensado se determinó bajo la suposición que el 40 % del vapor de agua condensa para alcanzar una Y_r inferior al 60 % al enfriar el biogás.

La masa de condensado se determinó mediante el cálculo de la humedad molar (Y_m) del biogás a partir de Ecuación AI.30

$$Y_m = \frac{P_v}{P - P_v} \quad \text{[AI.30]}$$

Donde:

Y_m: humedad molar (mol H₂O/mol biogás)

P_v: presión parcial de vapor (bar)

P: presión de operación (bar)

La presión parcial del vapor (P_v) se determinó mediante la Ecuación A1.28. Para este cálculo la presión de operación a la que ingresa el biogás a la etapa de condensación es 0,75 bar y la fracción molar es de agua en el biogás es 0,18 %, de acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla A1.5.

$$P_v = 0,75 \text{ bar} \times 0,018$$

$$P_v = 0,014 \text{ bar}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación A1.30 se determinó la humedad molar inicial del biogás (Y_m).

$$Y_m = \frac{0,014 \text{ bar}}{(0,750 - 0,014) \text{ atm}} = 0,019 \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{\text{mol biogás}}$$

Si el 40 % del vapor de agua condensa, la humedad molar resultante es:

$$Y'_m = 0,019 \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{\text{mol biogás}} \times (1 - 0,40)$$

$$Y'_m = 0,011 \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{\text{mol biogás}}$$

Por lo tanto, el número de moles de agua que condensan por mol de biogás es:

$$Y_m - Y'_m = (0,019 - 0,011) \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{\text{mol biogás}}$$

$$Y_m - Y'_m = 8,0 \times 10^{-3} \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{\text{mol biogás}}$$

A partir de esta relación se determinó la masa de condensado. En la Tabla A1.5 se presenta el número de moles de biogás posterior a la etapa de purificación de 1 859,76 mol.

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 8,0 \times 10^{-3} \frac{\text{mol H}_2\text{O}}{\text{mol biogás}} \times 1\,859,76 \text{ mol biogás}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 14,88 \text{ mol H}_2\text{O}$$

La masa molecular del agua es 18 g/mol.

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 14,88 \text{ mol H}_2\text{O} \times \frac{18 \text{ g H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{O}} = 267,84 \text{ g H}_2\text{O}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 267,84 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{día}} = 0,27 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{día}}$$

Posterior a la condensación del vapor de agua por enfriamiento a presión constante, el biogás queda saturado con una humedad molar de 0,011 mol H₂O/mol biogás, a esta condición la Ecuación A1.30 se define como:

$$Y'_m = \frac{P_v^*}{P - P_v^*}$$

Donde la P_v^* es la presión de vapor a la temperatura de saturación después del enfriamiento. Para determinar la temperatura de saturación, se empleó la ecuación de Antoine, previo al cálculo de P_v^* .

$$P_v^* = \frac{Y'_m \times P}{1 + Y'_m}$$

$$P_v^* = \frac{0,011 \times 0,75}{1 + 0,011}$$

$$P_v^* = 8,16 \times 10^{-3} \text{ bar} = 0,82 \text{ kPa}$$

La ecuación de Antoine se representa mediante la Ecuación A1.31.

$$\log(P_v^*) = A - \frac{B}{T+C} \quad [\text{A1.31}]$$

Donde:

P_v^* : presión de vapor a la temperatura de saturación (bar)

T: temperatura de saturación (°C)

Las constantes A, B y C dependen de cada compuesto. Para el agua son (Poling et al., 2001, p. 760)

$$A = 5,11564 \quad ; \quad B = 1\,687,537 \quad ; \quad C = 230,170$$

Al reordenar la Ecuación Al.31 la temperatura de saturación es:

$$T = -\frac{B}{\log(P_v^*) - A} - C$$

$$T = -\frac{1\,687,537}{\log(8,16 \times 10^{-3}) - 5,11564} - 230,170$$

$$T = 4,08 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La masa de biogás posterior a la etapa de condensación es:

$$m_{\text{biogás seco}} = m_{\text{biogás}} - m_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$m_{\text{biogás seco}} = (49,70 - 0,27) \text{ kg}$$

$$m_{\text{biogás seco}} = 49,43 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

En la Tabla Al.6 se reporta la composición del biogás posterior al proceso de condensación.

Tabla Al.6. Composición del biogás, posterior al proceso de condensación

Composición	Moles (mol/día)	PM (g/mol)	Masa (kg/día)	% p/p	% v/v
CH ₄	1 116,42	16,00	17,86	36,13	60,52
CO ₂	709,67	44,00	31,23	63,18	38,47
Vapor de agua	18,33	18,00	0,33	0,66	0,99
H ₂ S	0,18	34,00	0,006	0,01	0,01
Total	1 844,60		49,43	100,00	100,00

De acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla A1.6 se determinó la concentración de ácido sulfhídrico (H₂S). Para determinar este valor se realizó el cálculo previo del volumen de biogás a 18 °C y 0,72 atm (condiciones ambientales del sector de Ubillús) mediante la Ecuación A1.22.

$$V_{\text{biogás}} = \frac{1 \times 1\,844,60 \text{ mol biogás} \times 0,082 \frac{\text{L atm}}{\text{mol K}} \times 291 \text{ K}}{0,72 \text{ atm}}$$

$$V_{\text{biogás}} = 61\,133,12 \text{ L} = 61,13 \text{ m}^3$$

Al sustituir los valores correspondientes en la Ecuación A1.27 la concentración de H₂S es:

$$C_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{0,006 \text{ kg} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1\,000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{61,13 \text{ m}^3}$$

$$C_{\text{H}_2\text{S}} = 98,15 \text{ ppm}$$

Según FAO (2011), concentraciones de H₂S menores a 100 ppm en el biogás permiten evitar daños por corrosión en los equipos de cogeneración de energía (p. 56).

El biogás posterior a la etapa de condensación ingresa a la etapa de almacenamiento. En esta etapa el biogás se almacena a la temperatura ambiente del sector de Ubillús (18 °C) y a 50 mbarg.

La presión absoluta a la que se almacena el biogás es:

$$P = 50 \text{ mbar} \times \frac{1 \text{ bar}}{1\,000 \text{ mbar}} + 0,72 \text{ atm} \times \frac{1,013 \text{ bar}}{1 \text{ atm}}$$

$$P_1 = 0,78 \text{ bar} = 78,02 \text{ kPa}$$

A las condiciones de almacenamiento (18 °C y a 50 mbarg) se determinó la humedad relativa y la humedad absoluta del biogás.

La humedad relativa del biogás se determinó mediante la Ecuación Al.32.

$$Y_r = \frac{P_v}{P_v^*} \times 100 \% \quad [\text{Al.32}]$$

Donde:

Y_r : humedad relativa (%)

P_v : presión parcial de vapor (bar)

P_v^* : presión de vapor a la temperatura de saturación (bar)

La presión parcial del vapor (P_v) se determinó mediante la Ecuación Al.29, a partir de la fracción molar del vapor de agua en el biogás presente en la Tabla Al.6 y la presión de operación de 0,78 bar.

$$P_v = 0,78 \times \frac{0,99}{100} = 7,72 \times 10^{-3} \text{ bar}$$

La presión de vapor a la temperatura de saturación (18 °C) es 0,02064 bar. Al sustituir los valores correspondientes en la Ecuación Al.32 la humedad relativa es:

$$Y_r = \frac{7,72 \times 10^{-3} \text{ barr}}{0,02064 \text{ bar}} \times 100$$

$$Y_r = 37,40 \%$$

La Y_r del 37,40 % permite evitar formación de condensado en las tuberías y evitar daños por corrosión en equipos y accesorios (Nogués et al., 2010, p. 291).

La humedad absoluta (Y) se determinó mediante la Ecuación Al.28. Para el cálculo de Y la masa molecular del biogás es 26,79 g/mol, este valor se determinó mediante la Ecuación Al.24, con base a la composición del biogás presente en la Tabla Al.6.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación Al.28 la humedad absoluta es:

$$Y = \frac{18}{26,79} \times \frac{7,72 \times 10^{-3} \text{ bar}}{0,78 \text{ bar} - 7,72 \times 10^{-3} \text{ bar}}$$

$$Y = 6,72 \times 10^{-3} \frac{\text{kg de H}_2\text{O}}{\text{kg de biogás seco}}$$

AI.2.4. CONCENTRACIÓN DE DIÓXIDO DE AZUFRE EN LOS GASES DE COMBUSTIÓN

El dióxido de azufre (SO₂), es un gas corrosivo, nocivo para la salud y un importante contaminante atmosférico (Castells, 2012a, p. 888). De acuerdo a la normativa ambiental vigente el LMP de emisión de SO₂ al aire es 1 500 mg/m³ de gas, para fuentes fijas de combustión, medido a condiciones normales de presión y temperatura (0 °C y 1 atm) (Ministerio del Ambiente, 2003, p. 399).

Cálculo de la masa de los gases de combustión

En la Tabla AI.6 se presenta el número de moles de CH₄ y de H₂S para el cálculo de la masa de los gases de combustión.

Base de cálculo 1 día.

a) Combustión del metano (CH₄)

La reacción de combustión del CH₄ se presenta mediante la Ecuaciones AI.33.



El número de moles de CH₄ para el cálculo de los gases de combustión es 1 116,42 mol de acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla AI.6.

A partir de la combustión del CH₄ se genera:

$$n_{\text{CO}_2} = 1\,116,42 \text{ mol CH}_4 \times \frac{1 \text{ mol CO}_2}{1 \text{ mol CH}_4} = 1\,116,42 \text{ mol}$$

$$m_{\text{CO}_2} = 1\,116,42 \text{ mol CO}_2 \times \frac{44 \text{ g CO}_2}{1 \text{ mol CO}_2} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 49,12 \text{ kg}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 1\,116,42 \text{ mol CH}_4 \times \frac{2 \text{ mol H}_2\text{O}}{1 \text{ mol CH}_4} = 2\,232,84 \text{ mol}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 2\,232,84 \text{ mol H}_2\text{O} \times \frac{18 \text{ g H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{O}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 40,19 \text{ kg}$$

$$n_{\text{O}_2} = 1\,116,42 \text{ mol CH}_4 \times \frac{2 \text{ mol O}_2}{1 \text{ mol CH}_4} = 2\,232,84 \text{ mol}$$

$$m_{\text{O}_2} = 2\,232,84 \text{ mol O}_2 \times \frac{32 \text{ g O}_2}{1 \text{ mol O}_2} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 71,45 \text{ kg}$$

b) Combustión del H₂S

La reacción de combustión del H₂S presenta mediante la Ecuaciones Al.34.



El número de moles de H₂S para el cálculo de los gases de combustión es 0,18 mol de acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla Al.6.

A partir de la combustión del H₂S se genera:

$$n_{\text{SO}_2} = 0,18 \text{ mol H}_2\text{S} \times \frac{2 \text{ mol SO}_2}{2 \text{ mol H}_2\text{S}} = 0,18 \text{ mol}$$

$$m_{\text{SO}_2} = 0,18 \text{ mol SO}_2 \times \frac{64 \text{ g SO}_2}{1 \text{ mol SO}_2} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 0,01 \text{ kg}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 0,18 \text{ mol H}_2\text{S} \times \frac{2 \text{ mol H}_2\text{O}}{2 \text{ mol H}_2\text{S}} = 0,18 \text{ mol}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 0,18 \text{ mol H}_2\text{O} \times \frac{18 \text{ g H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{O}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 3,24 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$n_{\text{O}_2} = 0,18 \text{ mol H}_2\text{S} \times \frac{3 \text{ mol O}_2}{2 \text{ mol H}_2\text{S}} = 0,27 \text{ mol}$$

$$m_{\text{O}_2} = 0,27 \text{ mol O}_2 \times \frac{32 \text{ g O}_2}{1 \text{ mol O}_2} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}} = 8,64 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

A partir del cálculo realizado para determinar el número de moles y la masa de los gases generados por la combustión de CH₄ y H₂S, se determinó la composición del gas de combustión que se genera por la quema de biogás.

Masa de CO₂

La masa de CO₂ en el gas de combustión incluye la cantidad de CO₂ que compone parte del biogás y la cantidad de CO₂ que se genera por la combustión del CH₄. En la Tabla A1.6 se presenta el número de moles y la masa de CO₂ que compone parte del biogás.

$$m_{\text{CO}_2} = m_{\text{CO}_2 \text{ biogás}} + m_{\text{CO}_2 \text{ Rx CH}_4}$$

$$m_{\text{CO}_2} = (31,23 + 49,12) \text{ kg} = 80,35 \text{ kg}$$

Masa de vapor de agua

La masa de vapor de agua en el gas de combustión incluye la cantidad de vapor de agua que compone parte del biogás y la cantidad de vapor de agua que se genera por la combustión del CH₄ y H₂S. De acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla A1.6 el número de moles y masa del vapor de agua en el biogás es 18,33 mol y 0,33 kg.

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = m_{\text{H}_2\text{O biogás}} + m_{\text{H}_2\text{O Rx CH}_4} + m_{\text{H}_2\text{O Rx H}_2\text{S}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = (0,33 + 40,19 + 3,24 \times 10^{-3}) \text{ kg}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 40,52 \text{ kg}$$

Masa de oxígeno

La masa de O₂ en el gas de combustión incluye la cantidad de O₂ que reacciona con el CH₄ y el H₂S. Se consideró un exceso de oxígeno del 5 % para alcanzar una combustión completa (Sánchez, 2007, pp. 423-424).

$$m_{O_2} = (71,45 + 8,64 \times 10^{-3}) \text{ kg} \times 1,05$$

$$m_{O_2} = 75,03 \text{ kg}$$

Masa de nitrógeno

La masa de N₂ en los gases de combustión, corresponde a la cantidad de N₂ asociada a la masa de O₂ que se suministra como parte del aire para la combustión del CH₄ y el H₂S.

$$m_{N_2} = 75,03 \text{ kg } O_2 \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{32 \text{ g } N_2} \times \frac{0,79 \text{ mol } N_2}{0,21 \text{ mol } O_2} \times \frac{28 \text{ g } N_2}{1 \text{ mol } N_2} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}}$$

$$m_{N_2} = 246,97 \text{ kg}$$

En la Tabla AI.7 se presenta la composición del gas de combustión que se genera a partir de la quema de biogás.

Tabla AI.7. Composición de los gases de combustión

Compuestos	Masa (kg/día)	PM (g/mol)	Moles (mol)	v/v %	p/p %
CO ₂	80,35	44	1 826,14	11,98	18,14
O ₂	75,03	32	2 344,69	15,38	16,94
H ₂ O	40,52	18	2 251,11	14,77	9,15
SO ₂	0,01	64	0,16	1,05x10 ⁻³	2,26x10 ⁻³
N ₂	246,97	28	8 820,36	57,87	55,77
Total	517,92		15 242,45	100,00	100,00

El volumen de los gases de combustión (V_{gc}) a condiciones normales (0°C y 1 atm) se determinó mediante la Ecuación AI.22. Para este cálculo se consideró el comportamiento ideal del gas. Según Moran y Shapiro (2004), el factor de compresibilidad (Z) tiende a 1 cuando la presión tiende a cero a temperatura constante (p. 114).

$$V_{gc} = \frac{1 \times 15\,242,45 \text{ mol gc} \times 0,082 \frac{\text{L atm}}{\text{mol K}} \times 273 \text{ K}}{1 \text{ atm}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}}$$

$$V_{gc} = 341,22 \text{ m}^3$$

La concentración de SO₂ es:

$$C_{\text{SO}_2} = \frac{0,01 \text{ kg} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1\,000 \text{ mg}}{1 \text{ g}}}{341,22 \text{ m}^3}$$

$$C_{\text{SO}_2} = 29,31 \frac{\text{mg}}{\text{m}^3}$$

Este valor está dentro del LMP de 1 500 mg de SO₂/m³ de gas para la emisión de gases al aire desde fuentes fijas de combustión, medido a condiciones normales de presión y temperatura, (Ministerio del Ambiente, 2003, p. 399).

ANEXO II

BALANCE DE ENERGÍA

AII.1. BALANCE DE ENERGÍA EN EL SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

Durante el proceso complementario de tratamiento de aguas residuales, se consideró posible el incremento de la temperatura del efluente en la etapa de reacción y en la etapa de neutralización.

En la etapa de reacción la variación de la temperatura se produce por efecto de la descomposición del H_2O_2 que se adiciona para la reacción Fenton modificado. Sin embargo esta variación se consideró despreciable de acuerdo a los siguientes criterios:

- a) La presencia de agentes quelantes en la reacción Fenton modificado, aumenta la estabilidad del H_2O_2 y retarda la formación de radicales hidroxilo reactivos (Escolástico y Pérez, 2011, p. 80), aspecto que repercute en la estabilidad de la temperatura de la reacción, a diferencia de la violenta descomposición del H_2O_2 en el proceso Fenton tradicional, que involucra un incremento de la temperatura, producto de la naturaleza exotérmica de la reacción de descomposición del H_2O_2 .
- b) El incremento de la temperatura en la reacción Fenton tradicional se puede controlar en función de la cantidad de H_2O_2 que se adicione para la reacción (Martínez y López, 2001, p. 238), este aspecto que se consideró influyente para la reacción Fenton modificado.

Trabajos de investigación que aplican el proceso Fenton tradicional para el tratamiento de aguas residuales, permitieron evidenciar la influencia de la

concentración de H_2O_2 sobre la temperatura que alcanzan sistemas reaccionantes. Martínez, Fernández, Segura y Sánchez (2003) reportaron que a concentraciones de H_2O_2 mayores a 3 M, la reacción que tiene lugar es violenta y exotérmica (p. 316). Sin embargo Karatas, Argun y Argun (2012) reportaron que el efecto sobre la temperatura al emplear una concentración de H_2O_2 alrededor de 0,05 M es diferente, puesto que el incremento máximo de temperatura que alcanzó en el sistema de estudio fue de 4 °C, en relación a la temperatura con la que se inició el tratamiento (p. 1060).

De acuerdo a lo enunciado, la influencia del EDTA (al formar el complejo) y la concentración de H_2O_2 de 124,4 mM (0,124 M) definida para el tratamiento del agua residual inferior a 3 M y próximo a 0,05 M; permiten considerar despreciable la variación de la temperatura en la etapa de reacción.

AII.1.1.BALANCE DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE NEUTRALIZACIÓN

En la etapa de neutralización se realizó el balance de energía para determinar la variación de la temperatura del efluente producto de la reacción de neutralización ácido base fuerte y la reacción de dilución del ácido sulfúrico.

El cálculo del calor de neutralización y del calor de dilución del ácido se determinó mediante un análisis termodinámico a presión constante ($Q = \Delta H$).

a) Calor de neutralización

Para el cálculo del calor de neutralización se consideró la reacción ácido fuerte base fuerte entre el NaOH y el H_2SO_4 . Según Maron y Prutton (2002), el calor de neutralización asociado a la reacción entre soluciones diluidas de un ácido fuerte y una base fuerte es un valor constante e independiente a la identidad del ácido y de la base fuerte, puesto que en solución, éstos se disocian completamente dando lugar a la combinación del ión hidrógeno (H^+) e hidroxilo (OH^-) para la formación de un mol de agua (p. 156). Esta reacción se expresa a través de la Ecuación All.1.



De acuerdo al análisis termodinámico a presión constante ($Q = \Delta H$), la entalpía de formación de un mol de agua equivale al calor de neutralización del efluente.

La variación de la entalpía de formación (calor de neutralización) con la temperatura se determinó a partir de la Ecuación de Kirchhoff, que se presenta a través de la Ecuación All.2.

$$\int_{\Delta H_1}^{\Delta H_2} d\Delta H = \int_{T_1}^{T_2} \Delta C_p \, dT \quad [\text{All.2}]$$

Donde:

ΔH_1 : entalpía a la T_1 (cal/mol)

ΔH_2 : entalpía a la T_2 (cal/mol)

ΔC_p : diferencia entre el calor específico de productos y reactivos (cal/mol °C)

T_1 : temperatura 1 (°C)

T_2 : temperatura 2 (°C)

A través de la integración de la Ecuación All.2 bajo la consideración de ΔC_p constante a la temperatura media, se obtuvo la Ecuación All.3.

$$\Delta H_2 - \Delta H_1 = \Delta C_p \times (T_2 - T_1) \quad [\text{All.3}]$$

A partir de la Ecuación All.3 se determinó la entalpía ΔH_2 a la temperatura del medio reaccionante de 17,5 °C. Para este cálculo el valor de ΔH_1 corresponde a la entalpía de formación de un mol de agua a la temperatura de 25 °C (temperatura estándar).

El ΔC_p se determinó mediante la Ecuación All.4

$$\Delta C_p = \sum_{i=1}^n \nu_{\text{producto } i} \times C_{p\text{producto } i} - \sum_{i=1}^n \nu_{\text{reactivo } i} \times C_{p\text{reactivo } i} \quad [\text{All.4}]$$

Donde:

ΔC_p : diferencia entre el calor específico de productos y reactivos (cal/mol °C)

$V_{\text{productos } i}$: coeficiente estequiométrico de los productos

$V_{\text{reactivos } i}$: coeficiente estequiométrico de los reactivos

C_p : calor específico a la temperatura media (cal/mol °C)

Para el cálculo del ΔC_p , se consideró la reacción de neutralización entre el NaOH y el H₂SO₄, a través de la Ecuación AII.3.



El calor específico (ΔC_p) de los productos y reactivos se determinó a la temperatura media.

$$T_m = \frac{(25,0 + 17,5)^\circ\text{C}}{2} = 21,3^\circ\text{C}$$

Calor específico de productos y reactivos (Perry, 2001, pp.2-175, 2-192).

NaOH: $C_p = 0,9366 \text{ cal/g }^\circ\text{C}$ (37,46 cal/mol °C)

H₂SO₄ al 98%: $C_p = 0,3404 \text{ cal/g }^\circ\text{C}$ (33,36 cal/mol °C)

Na₂SO₄: $C_p = 32,8 \text{ cal/mol }^\circ\text{C}$

H₂O: $C_p = 18,0 \text{ cal/mol }^\circ\text{C}$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AII.4 el valor de ΔC_p es:

$$\Delta C_p = 2 \times 18,0 + 32,8 - (33,36 + 2 \times 37,46)$$

$$\Delta C_p = -39,48 \frac{\text{cal}}{\text{mol }^\circ\text{C}}$$

Cálculo de la entalpía de formación de un mol de agua a la temperatura de 17,5 °C mediante la Ecuación AII.3.

$$\Delta H_{17,50\text{ }^{\circ}\text{C}} = \Delta H_{25,00\text{ }^{\circ}\text{C}}^{\circ} + \Delta C_p \times (T_{17,50\text{ }^{\circ}\text{C}} - T_{25,00\text{ }^{\circ}\text{C}})$$

$$\Delta H_{17,50\text{ }^{\circ}\text{C}} = -13\,360,00 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} + \left(-39,48 \frac{\text{cal}}{\text{mol }^{\circ}\text{C}}\right) \times (17,50 - 25,00)^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{17,50\text{ }^{\circ}\text{C}} = -13\,063,90 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

A partir de la entalpía de formación se determinó el calor de neutralización (Q_N) mediante la Ecuación All.6.

$$Q_N = \Delta H_{17,50\text{ }^{\circ}\text{C}} \times n_{\text{H}_2\text{O}} \quad [\text{All.6}]$$

Donde:

Q_N : calor de neutralización (kcal)

ΔH : entalpía (kcal/mol)

$n_{\text{H}_2\text{O}}$: número de moles de agua (mol)

El número de moles de agua ($n_{\text{H}_2\text{O}}$) se determinó estequiometricamente a partir de la Ecuación All.5. Para el cálculo del número de moles de agua, se conoce el número de moles de H_2SO_4 que se adiciona a la etapa de neutralización para la reacción.

El número de moles de H_2SO_4 para la reacción es 33,55 mol de acuerdo al balance de masa presente en el Anexo I.

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 33,55 \text{ mol H}_2\text{SO}_4 \times \frac{2 \text{ mol H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{SO}_4}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 67,10 \text{ mol H}_2\text{O}$$

Por lo tanto el calor de neutralización es:

$$Q_N = -13\,063,90 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kcal}}{1\,000 \text{ cal}} \times 67,10 \text{ mol}$$

$$Q_N = -876,59 \text{ kcal}$$

b) Calor de dilución del ácido sulfúrico

Mediante el análisis termodinámico a presión constante ($Q = \Delta H$) el calor de disolución del ácido sulfúrico equivale a la entalpía de dilución del ácido. En función a la proporción ácido y efluente en la etapa de neutralización, se consideró el valor de la entalpía a dilución infinita.

De acuerdo a la variación mínima de la entalpía de formación de un mol de agua, de 25,00 °C a 17,50 °C para el cálculo del calor de neutralización, se consideró que la entalpía a dilución infinita del H_2SO_4 a 17,50 °C equivale a la entalpía a dilución infinita a la temperatura de 25,00 °C, este valor es -0,879 kJ/mol (Himmelblau, 1997, p. 670).

$$\Delta H_{25,00\text{ }^\circ\text{C}}^0 = -0,879 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ kcal}}{4,18 \text{ kJ}}$$

$$\Delta H_{25,00\text{ }^\circ\text{C}}^0 = -0,21 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

El calor de dilución se determinó mediante la Ecuación AII.7.

$$Q_{\text{dis}} = \Delta H_{\text{dil}} \times n_{H_2SO_4} \quad [\text{AII.7}]$$

Donde:

Q_{dil} : calor de dilución (kcal)

ΔH : entalpía (kcal/mol)

$n_{H_2SO_4}$: número de moles de H_2SO_4 (mol)

Para el cálculo de Q_{dil} el número de moles de H_2SO_4 es 33,55 moles de acuerdo al balance de masa presente en el Anexo I.

$$Q_{\text{dis}} = -0,21 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \times 33,55 \text{ mol}$$

$$Q_{\text{dis}} = -7,00 \text{ kcal}$$

A partir del cálculo del calor de neutralización y el calor de dilución, se determinó el calor total que se genera en la etapa de neutralización.

$$Q_T = Q_N + Q_{dis}$$

$$Q_T = (-876,59 - 7,00) \text{ kcal}$$

$$Q_T = -883,59 \text{ kcal}$$

El calor que se genera se transfiere al medio reaccionante (efluente) lo que genera una variación en la temperatura del efluente. La variación de la temperatura se determinó mediante un proceso iterativo a través de la Ecuación All.8.

$$Q_T = m \times C_p \times (T_2 - T_1) \quad [All.8]$$

Donde:

- Q_T: calor (kcal)
- m: masa del efluente (kg)
- C_p: calor específico (kcal/kg K)
- T₁: temperatura 1 (K)
- T₂: temperatura 2 (K)

Al reordenar la Ecuación All.8 se obtuvo la Ecuación All.9 para el cálculo de la temperatura 2.

$$T_2 = \frac{Q_T}{m_{efluente} \times C_p} + T_1 \quad [All.9]$$

Primera iteración:

Si la temperatura 1 es 17,50 °C (290,50 K)

El calor específico (C_p) del efluente se consideró equivalente al C_p del agua de 4 186,00 J/kg K (Mills, 1995, p. 874).

$$T_2' = \frac{883,59 \text{ kcal}}{10\,284,20 \text{ kg} \times 4\,186,00 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times \frac{1 \text{ cal}}{4,18 \text{ J}} \times \frac{1 \text{ kcal}}{1\,000 \text{ cal}}} + 290,50 \text{ K}$$

$$T_2' = 290,59 \text{ K} = 17,59 \text{ }^\circ\text{C}$$

Segunda Iteración:

$$T_m = \frac{(17,50 + 17,59) \text{ }^\circ\text{C}}{2} = 17,55 \text{ }^\circ\text{C} \quad ; C_{p17,55 \text{ }^\circ\text{C}} = 4\,186 \frac{\text{J}}{\text{kg K}}$$

$$T_2'' = 290,59 \text{ K} = 17,59 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2'' = T_2'$$

La temperatura que se obtiene a través de la primera y segunda iteración no presenta variación considerable. Por lo tanto se estableció el valor de T_2 equivalente a 290,59 K.

La variación de la temperatura que se genera mediante la transferencia del calor generado por neutralización y dilución del H_2SO_4 es:

$$\Delta T = (17,59 - 17,50) \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 0,09 \text{ }^\circ\text{C}$$

La variación de la temperatura de 0,09 °C se encuentra dentro de los límites máximos permisibles por la normativa ambiental vigente para descarga de efluentes a cuerpos de agua dulce. Esta norma establece una variación máxima permisible de $\pm 3 \text{ }^\circ\text{C}$ de la condición natural (Ministerio del Ambiente, 2015a, p. 22).

AII.2. BALANCE DE ENERGÍA EN EL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

AII.2.1. BALANCE DE ENERGÍA EN LA ETAPA DE CONDENSACIÓN

En la etapa de condensación la temperatura del biogás varía de 30,92 °C (temperatura del biogás posterior a la compresión en el soplador S-101) a 4,08 °C (temperatura a la que se enfría el biogás para inducir la condensación del vapor de agua que compone parte del biogás). A partir del balance de energía se determinó el calor de transferencia y la longitud de la tubería necesaria para la condensación.

El volumen de control para el balance de energía se representa mediante la Figura AII.1.

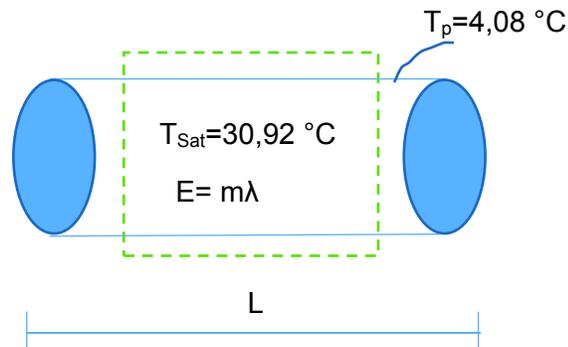


Figura AII.1. Volumen de control para el balance de energía en la etapa de condensación del sistema de recuperación de biogás

El calor de transferencia para la condensación del vapor de agua, se determinó mediante la Ecuación AII.10.

$$Q = W \times \lambda \quad \text{[AII.10]}$$

Donde:

Q: flujo de calor (W)

W: flujo másico del condensado (kg/s)

λ : calor latente (J/kg)

El área de transferencia en la tubería de conducción de biogás se determinó mediante la Ecuación AII.11.

$$Q = hc \times A \times (T_{\text{sat}} - T_p) \quad [\text{AII.11}]$$

Donde:

Q: flujo de calor (W)

hc: coeficiente pelicular para condensación (W/m² °C)

A: área de transferencia (m²)

T_{sat}: temperatura de saturación (°C)

T_p: temperatura de pared (°C)

Para el cálculo del coeficiente pelicular para condensación (hc) se determinó el régimen de flujo, laminar o turbulento, en función al número de Reynolds (Re).

El número de Re se determinó mediante la Ecuación AII.12.

$$\text{Re} = \frac{4 \times W}{P \times \mu_c} \quad [\text{AII.12}]$$

Donde:

Re: número de Reynolds (adimensional)

W: flujo másico del condensado (kg/s)

P: perímetro (m)

μ_c : viscosidad del condensado a temperatura de película (Pa.s)

Para el cálculo del número de Reynolds, las propiedades del condensado se determinan a la temperatura de película. La temperatura de película se determinó mediante la Ecuación AII.13.

$$T_f = \frac{T_{sat} + T_p}{2} \quad [AII.13]$$

Donde:

T_f : temperatura de película (°C)

T_{sat} : temperatura de saturación (°C)

T_p : temperatura de pared (°C)

La temperatura de saturación es 30,92 °C y la temperatura de pared es 4,08 °C.

$$T_f = \frac{(30,92 + 4,08) \text{ °C}}{2}$$

$$T_f = 17,50 \text{ °C}$$

Se consideró que el flujo másico del condensado equivale al flujo másico del biogás a través de la tubería. Este valor se determinó a partir del flujo volumétrico del biogás a través de la tubería de 20 m³/h y la densidad de 0,82 kg/m³ a las siguientes condiciones: 30,92 °C y 0,74 bar.

La densidad del biogás se determinó mediante la Ecuación AII.14.

$$\rho = \frac{P \times P_M}{R \times T} \quad [AII.14]$$

Donde:

ρ : densidad del gas (g/L)

P : presión (atm)

P_M : masa molecular (g/mol)

R : constante universal de los gases (L atm/mol K)

T : temperatura (K)

El flujo másico del condensado es:

$$m_{\text{condensado}} = 20,00 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 0,82 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$m_{\text{condensado}} = 16,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La viscosidad del condensado a la temperatura de película es $11,00 \times 10^{-4} \text{ kg/m.s}$ (Mills, 1995, p. 874).

Para el cálculo del perímetro, la tubería de conducción de biogás dispone de un diámetro nominal de 1 1/2" cédula 40 y un diámetro interno de 1,57 pulg (39,847 mm) (ASME B 31.8, 2003, p. 42) de acuerdo al dimensionamiento de la tubería de conducción de biogás en el Anexo AIV.2.3.

Al sustituir los valores correspondientes en la Ecuación AII.12 el número de Re es:

$$\text{Re} = \frac{4 \times 16,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{\pi \times 39,847 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times 11,00 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}}}$$

$$\text{Re} = 132,33$$

El número es $\text{Re} < 2400$ por lo tanto se considera al flujo del condensado en régimen laminar.

Para régimen laminar el coeficiente pelicular de condensación (h_c) se determinó mediante la Ecuación AII.15.

$$h_c = C \times \left[\frac{\rho_c \times (\rho_c - \rho_v) \times k_c^3 \times \lambda \times g \times \text{Sen}\theta}{L \times \mu_c \times (T_{\text{sat}} - T_p)} \right]^{1/4} \quad [\text{AII.15}]$$

Donde:

h_c : coeficiente pelicular para condensación ($\text{W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$)

C: constante adimensional

- ρ_c : densidad del condensado (kg/m^3)
 μ_c : viscosidad del condensado (kg/m s)
 ρ_v : densidad del vapor (kg/m^3)
 k_c : conductividad térmica de conductividad ($\text{W/m } ^\circ\text{C}$)
 λ : calor latente (J/kg)
 g : aceleración gravitacional ($9,81 \text{ m/s}^2$)
 $\text{Sen}\theta$: cilindros: verticales y horizontales, superficies verticales es 1
 L : longitud característica (para tubos circulares, el diámetro) (m)
 μ_c : viscosidad del condensado (kg/m s)
 T_{sat} : temperatura de saturación ($^\circ\text{C}$)
 T_p : temperatura de pared ($^\circ\text{C}$)

Para resolver la Ecuación All.15 se conoce:

Las propiedades del condensado a $T=18 \text{ } ^\circ\text{C}$ (291 K) son: $\rho_c= 999 \text{ kg/m}^3$; $k_c= 0,591 \text{ W/m K}$; $\mu_c= 11,00 \times 10^{-4} \text{ kg/ms}$. Las propiedades del vapor a la temperatura de saturación $4,08 \text{ } ^\circ\text{C}$ ($277,08 \text{ K}$) son: $\rho_v=0,00673 \text{ kg/m}^3$; $\lambda= 2,492 \times 10^6 \text{ J/kg}$. El valor de C para régimen laminar de 0,729 y la longitud característica para tubos horizontales (diámetro) (Cengel, 2011, p. 605).

El diámetro interno de la tubería de conducción de biogás 1 1/2" cédula 40 es 1,57 pulg (39,847 mm) de acuerdo al dimensionamiento de la tubería de conducción de biogás en el Anexo AIV.2.3 (ASME B 31.8, 2003, p. 42).

$$h_c = 0,729 \times \left[\frac{999 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (999 - 0,00673) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (0,591 \frac{\text{W}}{\text{m K}})^3 \times 2,492 \times 10^6 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1}{0,0398 \text{ m} \times 11,00 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}} \times (30,92 - 4,08) ^\circ\text{C}} \right]^{1/4}$$

$$h_c = 5\,898,48 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Calor de transferencia

Para determinar el calor de transferencia se reemplazó los valores correspondientes en la Ecuación All.10.

$$Q = 16,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} \times 2,492 \times 10^6 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

$$Q = 11\,352,44 \text{ W} = 11,35 \text{ kW}$$

Área de transferencia

Para determinar el área de transferencia se reordenó la Ecuación All.11 y se realizó el cálculo correspondiente.

$$A = \frac{11\,352,44 \text{ W}}{5\,898,48 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \times (30,92 - 4,08) \text{ } ^\circ\text{C}} = 0,07 \text{ m}^2$$

A partir del área de transferencia, se determinó la longitud de la tubería necesaria para la condensación del vapor de agua que compone parte del biogás.

El área de transferencia de la tubería se determinó mediante la Ecuación All.16.

$$A = 2 \times \pi \times r \times L \quad \text{[All.16]}$$

Donde:

- A: área de transferencia (m²)
- r: radio externo de la tubería (m)
- L: longitud de la tubería (m)

A partir del área de transferencia se determinó la longitud de la tubería. Para éste cálculo el radio externo de la tubería de conducción de biogás de 1 ½" cédula 40 es 1,660 pulg (0,0423 m) acuerdo al dimensionamiento de la tubería de conducción de biogás en el Anexo AIV.2.3 (ASME B 31.8, 2003, p. 42).

$$L = \frac{A}{2 \times \pi \times r}$$

$$L = \frac{0,07 \text{ m}^2}{2 \times \pi \times \frac{0,0423}{2} \text{ m}} = 0,53 \text{ m}$$

AII.2.2. BALANCE DE ENERGÍA EN EL GASÓMETRO DE ALMACENAMIENTO

Para el almacenamiento de 61,13 m³/día de biogás, de acuerdo al cálculo realizado en el Anexo AI.2.3 se emplean dos gasómetros de características semejantes.

A partir del balance de energía, se determinó la cantidad de calor que debe transferirse por convección natural para disminuir la temperatura del biogás.

La temperatura disminuye de 34,31 °C (temperatura que alcanza el biogás a efecto de la compresión en el soplador S-102) a 18,00 °C (temperatura ambiente del sector de Ubillús). El volumen de control para el balance de energía se representa mediante la Figura AII.2.

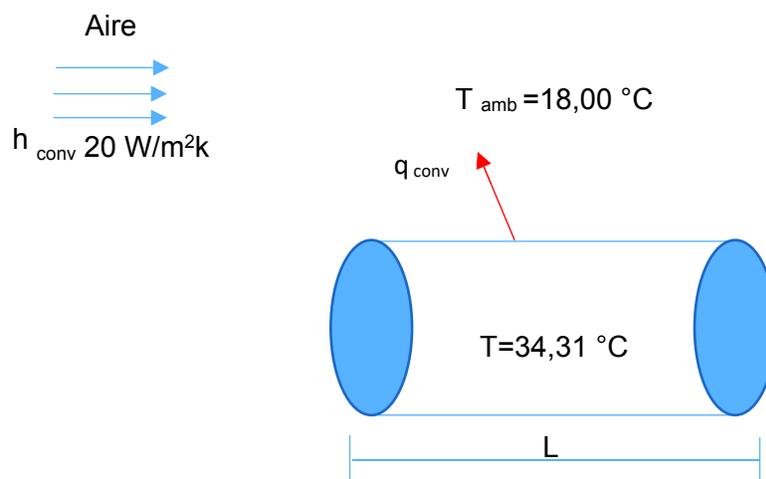


Figura AII.2. Volumen de control-gasómetro para el balance de energía en la etapa de almacenamiento de biogás

El calor que se trasfiere por convección se determinó mediante la Ecuación AII.17.

$$q_{\text{conv}} = h_{\text{conv}} \times A \times (T_s - T_{\text{amb}}) \quad [\text{AII.17}]$$

Donde:

q_{conv} : calor de transferencia por convección (W)

h_{conv} : coeficiente de transferencia de calor por convección ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)

A: área de transferencia (m^2)

T_s : temperatura de la superficie ($^\circ C$)

T_{amb} : temperatura ambiente ($^\circ C$)

Para el cálculo de q_{conv} se determinó el área de transferencia en función de las dimensiones de los gasómetros de almacenamiento. Las dimensiones de los gasómetros son: diámetro 2,80 m y largo 5,60 m para una capacidad de 34,30 m^3 cada uno, de acuerdo al cálculo realizado en el Anexo AIII.2.2.

En función a la planificación de producción del sistema de recuperación de biogás, se consideró el almacenamiento progresivo de 8,77 m^3 de biogás en los gasómetros durante el tiempo de operación del sistema propuesto.

Por lo tanto se determinó el calor de transferencia para enfriar 8,77 m^3 biogás durante el día de tratamiento. A partir de la Ecuación AIII.1 se determinó el diámetro del gasómetro cuando almacena 8,77 m^3 bajo la consideración, que gasómetro dispone una geometría cilíndrica y que el largo de 5,60 m no cambia.

$$D = \sqrt{\frac{8,77 \text{ m}^3 \times 4}{\pi \times 5,60 \text{ m}}}$$

$$D = 1,41 \text{ m}$$

Por lo tanto el radió es:

$$r = 0,71 \text{ m}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AII.16 el área de transferencia del gasómetro es:

$$A = 2 \times \pi \times r \times L$$

$$A = 2 \times \pi \times 0,71 \text{ m} \times 5,60 \text{ m}$$

$$A = 24,98 \text{ m}^2$$

Por lo tanto el calor de transferencia por convección es:

$$q_{\text{conv}} = 20 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}} \times 24,98 \text{ m}^2 \times (307,31 - 291,00) \text{ K}$$

$$q_{\text{conv}} = 8\,148,48 \text{ W} = 8,14 \text{ kW}$$

ANEXO III

DISEÑO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

AIII.1. DISEÑO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES PARA EL SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

Para el dimensionamiento de los equipos principales, se determinó el volumen de operación y el volumen nominal, con base en el balance de masa presente en el Anexo II.

AIII.1.1. TANQUE DE AGITACIÓN PARA FORMACIÓN Y PREPARACIÓN DEL COMPLEJO

El volumen de operación del tanque de formación y acondicionamiento del complejo, corresponde a cuatro veces el volumen del complejo necesario para el tratamiento de un lote de efluente. Para este cálculo se consideró la densidad del complejo equivalente a la densidad del agua a 18 °C (temperatura ambiente del sector de Ubillús) de 999,00 kg/m³.

$$V_{op} = m_{complejo} \times \rho_{complejo}$$

$$V_{op} = 370,78 \text{ kg} \times 4 \times \frac{1 \text{ m}^3}{999,00 \text{ kg}}$$

$$V_{op} = 1,48 \text{ m}^3$$

De acuerdo a los criterios de diseño de la Subsección 3, para el cálculo del volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nom} = V_{op} \times 1,20$$

$$V_{\text{nom}} = 1,48 \text{ m}^3 \times 1,20$$

$$V_{\text{nom}} = 1,78 \text{ m}^3$$

Para el diseño del tanque se consideró la relación diámetro altura H/D de 2 de acuerdo a los criterios de diseño de la Subsección 3.

El diámetro del tanque se determinó mediante la Ecuación AIII.1.

$$V = \pi \frac{D^2}{4} H \quad \text{[AIII.1]}$$

Donde:

V: volumen del tanque (m³)

D: diámetro del tanque (m)

H: altura del tanque (m)

$$D = \sqrt[3]{\frac{1,78 \text{ m}^3 \times 4}{\pi \times 2}}$$

$$D = 1,04 \text{ m}$$

A partir del diámetro del tanque, la altura del tanque es:

$$H = 1,04 \text{ m} \times 2$$

$$H = 2,08 \text{ m}$$

La altura del tanque se corrigió en función a la geometría toriesférica del fondo del tanque.

La altura del tanque (H_T) se determinó mediante la Ecuación AIII.2

$$H_T = L_f + H + L_v \quad \text{[AIII.2]}$$

Donde:

- L_f altura del fondo del tanque (m)
 H: altura del cuerpo cilíndrico del tanque (m)
 L_v : altura libre (m)

La altura del fondo cóncavo del tanque (L_f) se determinó mediante la Ecuación AIII.3.

$$L_f = 0,139 \times D \quad \text{[AIII.3]}$$

Donde:

- L_f : altura del fondo del tanque (pies)
 D: diámetro del tanque (pies)

$$L_f = 0,139 \times 3,42 \text{ pies}$$

$$L_f = 0,48 \text{ pies} = 0,14 \text{ m}$$

Cálculo de la altura del cuerpo cilíndrico del tanque (H), a través de la Ecuación AIII.4.

$$H = \frac{(V_{noml} - (V_f + V_l))}{\pi \times r^2} \quad \text{[AIII.4]}$$

Donde:

- H: altura del cuerpo cilíndrico del tanque (m)
 V_{nom} : volumen nominal (m^3)
 V_f : volumen del fondo del tanque (m^3)
 V_l : volumen del libre del tanque (m^3)
 r: radio del tanque (m)

El volumen del fondo del tanque se determinó mediante la Ecuación AIII.5.

$$V_f = 0,416 \times D^3$$

[AIII.5]

Donde:

V_f: volumen del fondo del tanque (gal)

D: diámetro del tanque (pies)

$$V_f = 0,416 \times (3,42 \text{ pies})^3$$

$$V_f = 16,65 \text{ gal} = 0,06 \text{ m}^3$$

Para determinar la altura del cuerpo cilíndrico del tanque, se consideró una altura libre (L_v) de 0,25 m para evitar derrames (OPS, 2005b, p. 24).

$$H = \frac{1,78 \text{ m}^3 - \left(0,06 + \pi \times \left(\frac{1,04 \text{ m}}{2}\right)^2 \times 0,25\right) \text{ m}^3}{\pi \times \left(\frac{1,04 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

$$H = 1,76 \text{ m}$$

La altura del tanque (H_T) es:

$$H_T = L_f + H + L_v$$

$$H_T = (0,14 + 1,76 + 0,25) \text{ m}$$

$$H_T = 2,15 \text{ m}$$

El espesor de la pared del tanque de agitación se determinó mediante la Ecuación 3.1 presente en la Subsección 3. El material de selección para el tanque es fibra de vidrio con poliéster reforzado (P.R.F.V), material altamente resistente al ataque químico (Brenes, 2013, p. 8). El esfuerzo máximo permisible del P.R.F.V es 63,07 MPa (Paredes et al., 2017, p. 10).

$$t = \frac{\rho \times H \times g}{2 \times S \times E} \times \frac{D_i}{10^3}$$

$$t = \frac{999,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,15 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{2 \times 63,07 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1} \times \frac{1,04}{10^3} = 0,17 \text{ mm}$$

Para el espesor de la pared del tanque se consideró un espesor de tolerancia mínima a la corrosión de 4,00 mm de acuerdo a los criterios descritos en la Subsección 3 (Towler y Sinnott, 2008, p. 985).

$$t = (0,17 + 4,00) \text{ mm}$$

$$t = 4,17 \text{ mm}$$

El espesor de la pared del fondo del tanque se determinó mediante la Ecuación 3.2 presente en la Subsección 3. La presión interna del tanque (P_i) corresponde a la presión hidrostática del fluido.

El cálculo de la presión se determinó mediante la Ecuación AIII.6.

$$P_i = \rho \times g \times H \quad \text{[AIII.6]}$$

Donde:

P_i : presión interna (Pa)

ρ : densidad (kg/m^3)

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

H : altura (m)

$$P_i = \rho \times g \times H$$

$$P_i = 999,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,16 \text{ m}$$

$$P_i = 21\,168,41 \text{ Pa}$$

Se consideró un factor de seguridad del 10 % por encima de la presión de operación (Towler y Sinnott, 2008, p. 992).

$$P_i = 21\,168,41 \text{ Pa} \times 1,10$$

$$P_i = 23\,285,25 \text{ Pa} = 0,023 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.2 presente en la Subsección 3, se determinó el espesor del fondo toriesférico del tanque.

$$t = \frac{0,885 \times 0,023 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1,04 \text{ m} \times \frac{10^3 \text{ mm}}{\text{m}}}{63,07 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} - 0,1 \times 0,023 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}}$$

$$t = 0,34 \text{ mm}$$

Para el espesor de la pared del tanque se consideró un espesor de tolerancia mínima a la corrosión de 4,00 mm de acuerdo a los criterios descritos en la Subsección 3 (Towler y Sinnott, 2008, p. 985).

$$t = (0,34 + 4,00) \text{ mm}$$

$$t = 4,34 \text{ mm}$$

AIII.1.2. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE EFLUENTE

El volumen de operación del tanque de almacenamiento de efluente se determinó mediante la Ecuación AIII.7.

$$V = Q \times Tr \quad \text{[AIII.7]}$$

Donde:

V: volumen (m^3)

Q: caudal (m^3/h)

Tr: tiempo (h)

Para el cálculo del volumen de operación, el caudal de ingreso del efluente al tanque de almacenamiento es de 0,90 L/s (caudal de diseño de la PTAR del barrio Ubillús) y el tiempo de retención es de 24 h.

$$V_{op} = 0,9 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times 24 \text{ h} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}$$

$$V_{op} = 77,76 \text{ m}^3$$

Para determinar el volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nom} = 77,76 \times 1,20 \text{ m}^3$$

$$V_{nom} = 93,31 \text{ m}^3$$

Para el diseño del tanque se consideró la relación diámetro altura H/D de 0,9 de acuerdo a los criterios de diseño de la Subsección 3.

$$\frac{H}{D} = 0,9$$

$$H = 0,9D$$

El diámetro y la altura del tanque se determinaron mediante la Ecuación AIII.1

$$D = \sqrt[3]{\frac{93,31 \text{ m}^3 \times 4}{\pi \times 0,9}}$$

$$D = 5,09 \text{ m}$$

A partir del diámetro del tanque, la altura del tanque es:

$$H = D \times 0,9 \text{ m}$$

$$H = 5,09 \text{ m} \times 0,9$$

$$H = 4,58 \text{ m}$$

El espesor de las paredes del tanque se determinó mediante la Ecuación 3.1 presente en la Subsección 3. Se consideró como material de construcción al concreto, material ampliamente utilizado para la construcción de tanques de almacenamiento potable y aguas residuales (Delgado, 2011, p. 14). El esfuerzo máximo permisible a la tensión para el concreto está entre 0,08 y 0,47 MPa. Para el cálculo se seleccionó un esfuerzo máximo permisible de 0,47 MPa (Carrillo y Alcoser, 2013, p. 294).

$$t = \frac{997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 4,58 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \frac{5,09}{10^3}}{2 \times 0,47 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1}$$

$$t = 242,64 \text{ mm}$$

AIII.1.3. REACTOR BATCH

Se diseñaron cuatro reactores de iguales características para la etapa de reacción. El volumen de operación se determinó con base en el balance de masa de la etapa de reacción. La masa de efluente que ingresa a cada reactor es de 5 205,04 kg y la densidad es 997,33 kg/m³ (densidad del efluente determinado en la Subsección AI.1).

$$V_{\text{op}} = 5\,205,04 \text{ kg} \times \frac{1 \text{ m}^3}{997,33 \text{ kg}}$$

$$V_{\text{op}} = 5,22 \text{ m}^3$$

De acuerdo a los criterios de diseño de la Subsección 3, para el cálculo del volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{\text{nom}} = V_{\text{op}} \times 1,20$$

$$V_{\text{nom}} = 5,22 \text{ m}^3 \times 1,20$$

$$V_{\text{nom}} = 6,26 \text{ m}^3$$

Para el cálculo del diámetro y la altura del reactor se consideró la relación diámetro altura H/D de 2 de acuerdo a los criterios de diseño en la Subsección 3.

El diámetro del reactor se realizó mediante la Ecuación AIII.1.

$$D = \sqrt[3]{\frac{6,26 \text{ m}^3 \times 4}{\pi \times 2}}$$

$$D = 1,59 \text{ m}$$

A partir del diámetro del tanque, la altura del tanque es:

$$H = 1,59 \text{ m} \times 2$$

$$H = 3,17 \text{ m}$$

La altura del tanque se corrigió en función a la geometría toriesférica del fondo del tanque.

La altura del tanque (H_T) se determinó mediante la Ecuación AIII.2. La altura del fondo cóncavo del tanque (L_f) se determinó mediante la Ecuación AII.3.

$$L_f = 0,139 \times 5,20 \text{ pies}$$

$$L_f = 0,72 \text{ pies} = 0,22 \text{ m}$$

El volumen del fondo del tanque se determinó mediante la Ecuación AIII.5.

$$V_f = 0,416 \times (5,20 \text{ pies})^3$$

$$V_f = 58,49 \text{ gal} = 0,22 \text{ m}^3$$

Se consideró altura libre de 0,25 m para evitar derrames (OPS, 2005b, p. 24).

$$H = \frac{6,26 \text{ m}^3 - (0,22 + \pi \times \frac{(1,59 \text{ m})^2}{4} \times 0,25) \text{ m}^3}{\pi \times \frac{(1,59 \text{ m})^2}{4}}$$

$$H = 2,79 \text{ m}$$

La altura (H_T) del reactor es:

$$\begin{aligned} H_T &= L_f + H + L_v \\ H_T &= 0,22 \text{ m} + 2,79 \text{ m} + 0,25 \text{ m} \\ H_T &= 3,26 \text{ m} \end{aligned}$$

El espesor de la pared lateral del reactor se determinó mediante la Ecuación 3.1 presente en la Subsección 3. El material del reactor es fibra de vidrio con poliéster reforzado (P.R.F.V), materia altamente resistente al ataque de químico (Brenes, 2013, p. 8). El esfuerzo máximo permisible del P.R.F.V es 63,07 MPa (Paredes et al., 2017, p. 10).

$$\begin{aligned} t &= \frac{997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,26 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{2 \times 63,07 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1} \times \frac{1,59}{10^3} \\ t &= 0,40 \text{ mm} \end{aligned}$$

Se consideró un espesor adicional de tolerancia a la corrosión de 4,00 mm de acuerdo a los criterios de diseño descritos en la Subsección 3.

$$\begin{aligned} t &= (0,40 + 4,00) \text{ mm} \\ t &= 4,40 \text{ mm} \end{aligned}$$

El espesor de la pared del fondo del reactor se determinó mediante la Ecuación 3.2 presente en la Subsección 3. Para este cálculo se determinó la presión interna en el reactor mediante la Ecuación AIII.6.

$$\begin{aligned} P_i &= 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,26 \text{ m} \\ P_i &= 31\,895,21 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} = 0,032 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \end{aligned}$$

Se consideró un factor de seguridad del 10 % por encima de la presión de operación (Towler y Sinnott, 2008, p. 992).

$$P_i = 0,032 \frac{N}{\text{mm}^2} \times 1,10$$

$$P_i = 0,035 \frac{N}{\text{mm}^2}$$

El reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.2 presente en la Subsección 3 el espesor del fondo toriesférico del reactor es:

$$t = \frac{0,885 \times 0,035 \frac{N}{\text{mm}^2} \times 1,59 \text{ m} \times \frac{10^3 \text{ mm}}{\text{m}}}{63,07 \frac{N}{\text{mm}^2} - 0,1 \times 0,035 \frac{N}{\text{mm}^2}}$$

$$t = 0,78 \text{ mm}$$

Se consideró un espesor adicional de tolerancia a la corrosión de 4,00 mm de acuerdo a los criterios de diseño descritos en la Subsección 3.

$$t = (0,78 + 4,00) \text{ mm}$$

$$t = 4,78 \text{ mm}$$

AIII.1.4. TANQUE DE SEDIMENTACIÓN

Para el diseño del sedimentador se realizó con base a los criterios de diseño presentes en la Subsección 3.

Cálculo del área superficial de la zona de sedimentación

El área superficial de la zona de sedimentación, se determinó mediante la Ecuación 3.8 de la Subsección 3. Para este cálculo el flujo máximo de descarga del efluente es 3,00 L/s y la carga superficial es 30 m³/día/m² (Romero, 2002, pp. 639-642).

$$A_s = \frac{3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{30 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}$$

$$A_s = 8,62 \text{ m}^2$$

Dimensionamiento del sedimentador

El dimensionamiento del sedimentador se realizó en cumplimiento de las relaciones geométricas de proporcionalidad L/B entre 3 a 6 y L/H entre 5 a 20 (OPS, 2005a, p. 18).

La longitud del sedimentador se determinó mediante las Ecuaciones AIII.8 y AIII.9.

$$L_2 = \frac{A_s}{B} \quad \text{[AIII.8]}$$

Donde:

L₂: distancia, salida del sedimentador y pantalla difusora (m)

A_s: área superficial (m²)

B: ancho del sedimentador (m)

$$L = L_1 + L_2 \quad \text{[AIII.9]}$$

Donde:

L: longitud del sedimentador (m)

L₁: distancia, entrada del sedimentador y pantalla difusora (m)

L₂: distancia, salida del sedimentador y pantalla difusora (m)

Para determinar L₂, se consideró el valor de B igual a 1,80 m con la finalidad de cumplir con la relación L/B entre 3 a 6 (OPS, 2005a, p. 18).

$$L_2 = \frac{8,64 \text{ m}^2}{1,80 \text{ m}} = 4,80 \text{ m}$$

Para determinar la longitud total del sedimentador se consideró la distancia entre la zona de alimentación y la pantalla difusora de 0,70 m (OPS, 2005a, p.18).

$$L = (4,80 + 0,70) \text{ m}$$

$$L = 5,50 \text{ m}$$

A partir del valor de L y B se verificó el cumplimiento de la relación L/B entre 3 a 6.

$$\frac{L}{B} = \frac{5,50 \text{ m}}{1,80 \text{ m}}$$

$$\frac{L}{B} = 3,06 \text{ m}$$

Para determinar la profundidad del tanque de sedimentación se consideró el valor de H de 1,10 m y se verificó el cumplimiento de la relación L/H entre 5 a 20 (OPS, 2005a, p.18).

$$\frac{L}{H} = \frac{5,50 \text{ m}}{1,10 \text{ m}}$$

$$\frac{L}{H} = 5,00$$

Para facilitar la recolección de lodos, se consideró una pendiente del 10 % en el fondo del sedimentador (OPS, 2005a, p. 18).

$$H_1 = 1,10 + 1,10 \times 0,1$$

$$H_1 = 1,21 \text{ m}$$

La altura del agua sobre el vertedero se determinó mediante la Ecuación 3.11 de la Subsección 3.

$$H_2 = \left[\frac{3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{1,84 \times 1,80 \text{ m}} \right]^{2/3} = 0,01 \text{ m}$$

Para lograr una distribución uniforme del efluente en la zona de sedimentación, se dimensionó una pantalla difusora entre la zona de alimentación y la zona de sedimentación.

La pantalla difusora está conformada por un número determinado de orificios, a través de éstos fluye el efluente a velocidades menores a 0,15 m/s para evitar la formación de perturbaciones dentro de la zona de sedimentación (OPS, 2005a, p. 18).

El área total de los orificios de la pantalla difusora se determinó mediante la Ecuación 3.12 de la Subsección 3. Para este cálculo se consideró la velocidad del efluente de 0,13 m/s (OPS, 2005a, p. 18).

$$A_o = \frac{3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{0,13 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0,023 \text{ m}^2$$

El área de los orificios en la pantalla difusora se determinó mediante la Ecuación 3.13 de la Subsección 3. Se consideró el radio del orificio de 0,02 m (OPS, 2005a, p. 18).

$$a_o = \pi \times (0,02 \text{ m})^2$$

$$a_o = 1,25 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

En función al área del orificio (a_o) se determinó el número de orificios (n) mediante la Ecuación 3.14 presente en la Subsección 3.

$$n = \frac{0,023 \text{ m}^2}{1,25 \times 10^{-3} \text{ m}^2}$$

$$n = 18,40$$

De acuerdo al valor de n , la placa difusora está conformada por 18 orificios. Se consideró la distribución de los orificios en la pantalla difusora en 3 filas y 5 columnas.

El espaciamiento de los orificios entre filas (a_1) se determinó mediante las Ecuaciones 3.16 expuestas en la Subsección 3. Para resolver esta ecuación se realizó el cálculo previo de la altura de la pantalla difusora (h).

La altura de la pantalla difusora (h) se determinó mediante la Ecuación 3.15 expuesta en la Subsección 3.

$$h = 1,10 - \frac{2}{5} \times 1,10 = 0,66 \text{ m}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.16 se determinó el espaciamiento entre filas en la pantalla difusora.

$$a_1 = \frac{0,66 \text{ m}}{3} = 0,22 \text{ m}$$

El espaciamiento entre columnas en la pantalla difusora se determinó mediante la Ecuación 3.17 expuesta en la Subsección 3.

$$a_2 = \frac{1,80 - 0,22 \times (5 - 1)}{2} = 0,46 \text{ m}$$

El tiempo de retención del efluente dentro del sedimentador se determinó mediante la Ecuación 3.9 de la Subsección 3.

$$\text{Tr} = \frac{(1,80 \times 5,50 \times 1,10) \times 1,20 \text{ m}^3}{3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} \times \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}}}$$

$$\text{Tr} = 1,21 \text{ h} = 72,60 \text{ min}$$

AIII.1.5. TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

El volumen de operación del tanque de neutralización se determinó en función a la masa de efluente que ingresa a la etapa de neutralización. La densidad del efluente para el cálculo del volumen de operación es 997,33 kg/m³ (este valor se determinó en la Subsección AI.1).

$$V_{op} = 10\,284,23 \text{ kg} \times \frac{1 \text{ m}^3}{997,33 \text{ kg}}$$

$$V_{op} = 10,31 \text{ m}^3$$

De acuerdo a los criterios de diseño de las Subsección 3, para el cálculo del volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nom} = 10,31 \text{ m}^3 \times 1,20$$

$$V_{nom} = 12,37 \text{ m}^3$$

Para el diseño del tanque se consideró la relación diámetro altura H/D de 1,5 presente en la Subsección 3. El diámetro del tanque se determinó mediante la Ecuación AIII.1.

$$D = \sqrt[3]{\frac{12,37 \text{ m}^3 \times 4}{\pi \times 1,5}}$$

$$D = 2,19 \text{ m}$$

A partir del diámetro del tanque la altura del tanque es:

$$H = 2,19 \text{ m} \times 1,5$$

$$H = 3,29 \text{ m}$$

El espesor de las del tanque de neutralización se determinó mediante la Ecuación 3.1 presente en la Subsección 3.

Para el tanque de neutralización se seleccionó como material de construcción fibra de vidrio con poliéster reforzado (P.R.F.V), material altamente resistente al ataque de químico de sustancias como el ácido sulfúrico (H_2SO_4), reactivo que se adiciona para la neutralización del efluente (Brenes, 2013, p. 8; Owens Corning, 2011, p.14). El esfuerzo máximo permisible del P.R.F.V es 63,07 MPa (Paredes et al., 2017, p. 10).

$$t = \frac{997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,29 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \frac{2,19}{10^3}}{2 \times 30 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1}$$

$$t = 1,17 \text{ mm}$$

Para el espesor de la pared del tanque se consideró un espesor de tolerancia mínima a la corrosión de 4,00 mm de acuerdo a los criterios descritos en la Subsección 3 (Towler y Sinnott, 2008, p. 985).

$$t = (1,17 + 4,00) \text{ mm}$$

$$t = 5,17 \text{ mm}$$

AIII.2. DISEÑO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES PARA LA LÍNEA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

AIII.2.1. GASÓMETRO DE CUBIERTA FLOTANTE PARA EL ALMACENAMIENTO DE BIOGÁS

EL diseño del gasómetro de cubierta flotante se realizó para un volumen de almacenamiento entre el 50 al 60 % de la producción diaria del biogás (Villegas, 2006, p. 10). La producción diaria de biogás es $61,67 \text{ m}^3$. Por lo tanto el volumen de operación es:

$$V_{op} = 61,67 \text{ m}^3 \times 0,55$$

$$V_{op} = 33,92 \text{ m}^3$$

De acuerdo a los criterios de diseño de las Subsección 3, para el cálculo del volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{\text{nom}} = 33,92 \text{ m}^3 \times 1,20$$

$$V_{\text{nom}} = 40,70 \text{ m}^3$$

Dimensionamiento del gasómetro

El tanque cilíndrico de la parte superior e inferior se diseñó mediante la relación H/D de 2 y se consideró una diferencia entre los diámetros de los tanques del 5 % para el acople invertido de acuerdo a los criterios de diseño en la Subsección 3.

El diámetro de los tanques se determinó mediante la Ecuación AIII.1.

- Dimensionamiento del tanque cilíndrico de la parte inferior.

$$D = \sqrt[3]{\frac{40,70 \text{ m}^3 \times 4}{\pi \times 2}} = 2,96 \text{ m}$$

A partir del diámetro se determinó la altura del tanque.

$$H = 2,96 \text{ m} \times 1,5$$

$$H = 4,44 \text{ m}$$

- Dimensionamiento del tanque cilíndrico de la parte superior.

$$D = 2,96 \text{ m} \times 1,05 = 3,11 \text{ m}$$

A partir del diámetro se determinó la altura del tanque.

$$H = 3,11 \text{ m} \times 1,5$$

$$H = 4,67 \text{ m}$$

El espesor de la pared lateral del tanque inferior del gasómetro se determinó mediante la Ecuación 3.1 presente en la Subsección 3. El material del tanque es acero inoxidable AISI 304, material resistente al contacto con ácido sulfhídrico (componente del biogás). El esfuerzo máximo permisible del acero inoxidable AISI 304 es 165 N/mm² (Sinnott, 2005, p. 812).

$$t = \frac{0,81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 4,44 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \frac{3,11}{10^3}}{2 \times 165 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1}$$

$$t = 0,33 \text{ mm}$$

Se consideró un espesor adicional de tolerancia a la corrosión de 4,00 mm de acuerdo a los criterios de diseño descritos en la Subsección 3.

$$t = (0,33 + 4,00) \text{ mm} = 4,33 \text{ mm}$$

El espesor de la pared del tanque superior (tapa toriesférica) se determinó mediante la Ecuación 3.2 presente en la Subsección 3. Para este cálculo se determinó la presión interna en el reactor mediante la Ecuación AIII.6.

$$P_i = 0,81 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,67 \text{ m}$$

$$P_i = 37,11 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} = 3,71 \times 10^{-5} \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$$

Se consideró un factor de seguridad del 10 % por encima de la presión de operación (Towler y Sinnott, 2008, p. 992).

$$P_i = 3,71 \times 10^{-5} \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1,10$$

$$P_i = 4,08 \times 10^{-5} \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$$

El reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.2 presente en la Subsección 3 el espesor del fondo toriesférico es:

$$t = \frac{0,885 \times 4,08 \times 10^{-5} \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 3,11 \text{ m} \times \frac{10^3 \text{ mm}}{\text{m}}}{165 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} - 0,1 \times 4,08 \times 10^{-5} \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}}$$

$$t = 6,81 \times 10^{-4} \text{ mm}$$

Se consideró un espesor adicional de tolerancia a la corrosión de 4,00 mm de acuerdo a los criterios de diseño descritos en la Subsección 3.

$$t = (6,81 \times 10^{-4} + 4,00) \text{ mm} = 4,00 \text{ mm}$$

En función a la baja tasa de producción de biogás (2,56 m³/h), se descartó incluir este sistema de almacenamiento en la línea de recuperación de biogás, en su lugar se planteó almacenar el biogás en el biodigestor previo a los procesos de purificación y condensación.

ANEXO IV

DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS

AIV.1. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS PARA EL SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

Para el dimensionamiento y posterior selección de los equipos secundarios, se determinó el volumen de operación y el volumen nominal con base en los balances masa, presentes en el Anexo I.

AIV.1.1. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PERÓXIDO DE HIDRÓGENO

El volumen de operación del tanque, corresponde al volumen diario de peróxido de hidrógeno necesario para el tratamiento del efluente de acuerdo al balance de masa en el Anexo A1.1. La densidad del peróxido al 50 % p/p es 1,3996 g/cm³ (Perry, 2001, p. 2-113).

$$V_{op} = 82,22 \text{ kg} \times \frac{1 \text{ cm}^3}{1,3996 \text{ g}} \times \frac{1 \text{ L}}{1000 \text{ cm}^3} \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times 8$$

$$V_{op} = 469,96 \text{ L} = 0,47 \text{ m}^3$$

De acuerdo a los criterios de diseño de la Subsección 3, para el cálculo del volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nominal} = 0,47 \text{ m}^3 \times 1,20$$

$$V_{nominal} = 0,56 \text{ m}^3$$

En función del volumen nominal se seleccionó del mercado local un tanque de polietileno de alta densidad (PEAD). Este material es resistente a la acción química del H₂O₂ hasta concentraciones del 60 % p/p (Evonik Industries AG, 2010, p. 1).

AIV.1.2. TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE LA SOLUCION DE NaOH

El volumen de operación del tanque, corresponde al volumen diario de solución de NaOH necesario para el tratamiento de 8 lotes de efluente.

De acuerdo al balance de masa presente en el Anexo I, la masa de NaOH por lote de tratamiento es 344,40 kg (263,03 kg para la etapa de coagulación y 81,37 kg para el acondicionamiento del complejo Fe-EDTA).

La densidad de la solución de NaOH 1 M a 18 °C es 1,0433 g/cm³ (Perry, 2001, p. 2-112).

$$V_{op} = 344,40 \text{ kg} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ cm}^3}{1,0433 \text{ g}} \times \frac{1 \text{ L}}{1\,000 \text{ cm}^3} \times 8$$

$$V_{op} = 2\,637,78 \text{ L} = 2,64 \text{ m}^3$$

De acuerdo a los criterios de diseño de las Subsección 3, para el cálculo del volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nominal} = 2,64 \text{ m}^3 \times 1,20$$

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

En función del volumen nominal se seleccionó del mercado local un tanque de polietileno de alta densidad (PEAD). Este material es resistente a la acción química del NaOH en bajas concentraciones (Sinnott, 2005, p. 921).

AIV.1.3. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ÁCIDO SULFÚRICO

El volumen de operación del tanque corresponde al volumen mensual (30 días) de ácido sulfúrico (H_2SO_4) para el tratamiento del efluente.

De acuerdo al balance de masa en la etapa de neutralización, la masa de H_2SO_4 para el tratamiento de un lote de efluente es 3,35 kg. La densidad del H_2SO_4 al 98 % p/p es 1,8361 g/cm³ (Perry, 2001, p. 2-115).

$$V_{op} = 3,35 \frac{\text{kg}}{\text{lote}} \times \frac{1\,000\text{ g}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ cm}^3}{1,8361\text{ g}} \times \frac{1\text{ L}}{1\,000\text{ cm}^3} \times 8\text{ lotes} \times 30$$

$$V_{op} = 437,88\text{ L} = 0,43\text{ m}^3$$

De acuerdo a los criterios de diseño de la Subsección 3, para el cálculo del volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nominal} = 0,43\text{ m}^3 \times 1,20 = 0,52\text{ m}^3$$

En función del volumen nominal se seleccionó del mercado local un tanque de acero inoxidable AISI 304. Este material resiste el contacto con ácido sulfúrico hasta concentraciones por encima del 85 % (Tersainox S.A, 2012, p. 3).

AIV.1.4. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA

El volumen de operación del tanque, corresponde al volumen de agua de proceso necesaria para preparar el complejo y la solución de NaOH para dos días de tratamiento.

El volumen de operación se determinó mediante la Ecuación AIV.1

$$V_{op} = V_{H_2O} \times n_{lotes}$$

[AIV.1]

Donde:

V_{op} : volumen de operación (m^3)

V_{H_2O} : volumen de agua (m^3)

n_{lotes} : número de lotes

El volumen de agua se determinó mediante la Ecuación AIV.2

$$V_{H_2O} = \frac{m_{H_2O_{complejo}} + m_{H_2O_{Sol NaOH}}}{\rho_{H_2O}} \times 8 \times 2 \quad [AIV.2]$$

Donde:

V_{H_2O} : volumen de agua (m^3)

$m_{H_2O_{complejo}}$: masa de agua para la formación del complejo (kg)

$m_{H_2O_{Sol NaOH}}$: masa de agua para la formación de la solución de NaOH 1 M (kg)

ρ_{H_2O} : densidad del agua (kg/m^3)

El número 8 corresponde al número de lotes de tratamiento por día de operación y el número 2, el número de días de operación.

La masa de agua necesaria para la preparar la solución de NaOH 1M se determinó mediante la Ecuación AIV.3.

$$m_{H_2O_{Sol NaOH}} = m_{Sol NaOH} - m_{NaOH} \quad [AIV.3]$$

De acuerdo al balance de masa en el Anexo I, el valor de $m_{Sol NaOH}$ para el tratamiento de un lote de efluente es 344,40 kg y el número de moles de NaOH para el cálculo de la masa de NaOH (m_{NaOH}) es 330,11 mol.

$$m_{H_2O_{Sol NaOH}} = (344,40 \text{ kg} - 330,11 \text{ mol NaOH} \times \frac{40 \text{ g NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}})$$

$$m_{H_2O_{Sol NaOH}} = 331,20 \text{ kg}$$

Para resolver la Ecuación AIV.2 la masa de agua necesaria para la preparación del complejo es 250,06 kg/lote de acuerdo al balance de masa en el Anexo AI.1

La densidad del agua a 18 °C es 999,00 kg/m³

$$V_{op} = \frac{(250,06 + 331,20) \text{ kg}}{999,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 8 \times 2$$

$$V_{op} = 9,31 \text{ m}^3$$

El volumen nominal, considera un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nominal} = 9,30 \text{ m}^3 \times 1,20$$

$$V_{nominal} = 11,16 \text{ m}^3$$

Se seleccionó del mercado local un tanque de polietileno de alta densidad de 10 m³ de capacidad.

AIV.1.5. DISEÑO DE AGITADORES

Los agitadores se dimensionaron mediante las Ecuaciones 3.3 a la 3.7 presentes en la Subsección 3.

Ejemplo de cálculo para el dimensionamiento y potencia del agitador de uno de los reactores. Para el dimensionamiento del agitador se conoce el diámetro del reactor de 1,59 m de acuerdo a su dimensionamiento en el Anexo AIII.1.3

El diámetro del agitador se determinó mediante la Ecuación 3.3.

$$D_A = \frac{1,59 \text{ m}}{3} = 0,53 \text{ m}$$

La altura del agitador respecto al fondo del tanque se determinó mediante la Ecuación 3.4.

$$E = D_A = 0,53 \text{ m}$$

El ancho de las palas del agitador se determinó mediante la Ecuación 3.5.

$$W = \frac{0,53 \text{ m}}{5} = 0,11 \text{ m}$$

La longitud de las palas del agitador se determinó mediante la Ecuación 3.6.

$$L = \frac{0,53 \text{ m}}{4} = 0,13 \text{ m}$$

Para eliminar la formación de vórtices y zonas sin agitación, el reactor dispone de cuatro deflectores verticales. El ancho del deflector se determinó mediante la Ecuación 3.7.

$$P = \frac{1,59 \text{ m}}{10} = 0,16 \text{ m}$$

De acuerdo a las características del fluido se seleccionó un agitador con un impeler del tipo turbina de cuatro palas inclinada a 45 °. La configuración del agitador favorece el flujo radial y axial del fluido. El agitador trabaja de forma eficiente en un amplio intervalo de viscosidades.

La potencia necesaria para mover el agitador mecánico y mezcla del fluido, se determinó de forma teórica mediante la Ecuación 3.8 de la Subsección 3. La ecuación se aplica para Reynolds superiores a 10^4 y tanques con placas deflectoras (McCabe et al., 2007, p. 278). Previo al cálculo de la potencia, se determinó el número de Reynolds a partir de la Ecuación AIV.4.

$$Re = \frac{Da^2 N \rho}{\mu}$$

[AIV.4]

Donde:

- Re: número de Reynolds (adimensional)
 D_A: diámetro del impulsor del agitador (m)
 N: velocidad de rotación (rev/s)
 ρ: densidad del fluido (kg/m³)
 μ: viscosidad dinámica (Pa.s)
 P: potencia (W)

Para el cálculo del número de Re, la propiedades del efluente son: viscosidad 1,1X10⁻³ Pa.s y densidad 997,33 kg/m³. La velocidad de rotación del impulsor es 130 rpm (2,16 rev/s) de acuerdo a las condiciones de operación establecidas como parte de los mejores resultados para el tratamiento del efluente de acuerdo al proyecto de referencia (Naranjo, 2017, p. 9).

$$Re = \frac{(0,53 \text{ m})^2 \times 2,16 \frac{\text{rev}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,1 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m} \times \text{s}^2}}$$

$$Re = 5,50 \times 10^5$$

Por tanto $Re > 10^4$

Para el cálculo de la potencia se consideró un agitador tipo turbina de cuatro palas inclinada. La constante K_T para este tipo de agitador es 1,27 (McCabe et al., 2007, p. 243). Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.19 de la Subsección 3 la potencia del agitador es:

$$P = 1,27 \times \left(2,16 \frac{\text{rev}}{\text{s}}\right)^3 \times (0,53 \text{ m})^5 \times 997,33$$

$$P = 533,81 \text{ W}$$

Se consideró un factor de seguridad del 20 % sobre el requerimiento energético del sistema de agitación (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$P = 533,81 \text{ W} \times 1,20$$

$$P = 640,57 \text{ W} = 0,86 \text{ HP}$$

En la Tabla AIV.1 se reportan las dimensiones, potencia y tipo de agitador para el tanque de formación y acondicionamiento del complejo, reactores, tanques de neutralización y tanque de almacenamiento del efluente.

Tabla AIV.1. Dimensiones, potencia y tipos del tipo de agitador de los equipos propuestos

Dimensiones	Reactor	Tanque para el complejo	Tanque de neutralización	Tanque de almacenamiento del efluente
D_A (m)	0,53	0,35	0,73	1,70
E (m)	0,53	0,35	0,73	1,70
W (m)	0,11	0,07	0,15	0,34
L (m)	0,13	0,09	0,18	0,42
P (m)	0,16	0,10	0,22	1,29
Potencia (HP)	0,86	0,11	4,30	3,59
Tipo de impeller	Turbina de cuatro palas inclinadas			
Material	Acero inoxidable 316	Acero inoxidable 316	Acero inoxidable 304	Acero inoxidable 316

AIV.1.6. DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS Y BOMBAS

Para el dimensionamiento de las tuberías se consideró el rango de velocidades permisibles para la succión y descarga de fluidos de acuerdo a la norma *API Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems* (API RP 14E, 2000, p. 14).

En la Tabla AIV.2 se presenta el rango de velocidades para la succión y descarga del fluido en función del tipo de bomba.

Tabla AIV.2. Velocidades permisibles de succión y descarga para el diseño de tuberías

Tipo de Bomba	Velocidad de succión (pies/s)	Velocidad de descarga (pies/s)
Reciprocantes	1-2	3-6
Centrífugas	2-3	6-9

(API RP 14E, 2000, p. 14)

Las velocidades de succión y de descarga se determinaron mediante la Ecuación AIV.5.

$$v = \frac{Q}{A} \quad [AIV.5]$$

Donde:

- v: velocidad (m/s)
- Q: caudal del fluido (m³/s)
- A: área trasversal de la tubería (m²)

Para el dimensionamiento de las bombas se determinó la altura de bomba (H_B), la potencia y la altura adinámica de bomba (TDH).

La altura de bomba (H_B) se determinó a partir de la Ecuación de Bernoulli, expresada a través de la Ecuación AIV.6.

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + h_{f1 \rightarrow 2} + h_{\text{accesorios}} \quad [AIV.6]$$

Donde:

- P₁: presión en el punto 1 (N/m²)

- P_2 : presión en el punto 2 (N/m²)
 γ : peso específico (kg/m²·s²)
 z_1 : altura en el punto 1 (m)
 z_2 : altura en el punto 2 (m)
 v_1 : velocidad de punto 1 (m)
 v_2 : velocidad de punto 2 (m)
 g : aceleración gravitacional (9,81 m/s²)
 H_B : altura de bomba (m)
 $h_{f\ 1\rightarrow 2}$: cabeza de pérdida por fricción (m)
 $h_{\text{accesorios}}$: cabeza de pérdida por accesorios (m)

La cabeza de pérdidas por fricción se determinó mediante la Ecuación AIV.7.

$$h_f = f \times \frac{L \times v^2}{2g} \quad [\text{AIV.7}]$$

Donde:

- h_f : cabeza de pérdidas por fricción (m)
 f : coeficiente de fricción
 L : longitud de la tubería (m)
 D : diámetro interno de la tubería (m)
 v : velocidad del efluente (m/s)
 g : aceleración gravitacional (9,81 m/s²)

El coeficiente de fricción (f) se determinó gráficamente en función al número de Reynolds (Re) y la relación entre el coeficiente de rugosidad y el diámetro de la tubería (ϵ/D), a través del diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 en el Anexo VIII.

El número de Reynolds se determinó mediante la Ecuación AIV.8.

$$Re = \frac{v \times \rho \times D}{\mu} \quad [\text{AIV.8}]$$

Donde:

- Re: número de Reynolds
 v: velocidad del efluente (m/s)
 ρ: densidad del efluente (kg/m³)
 μ: viscosidad del efluente (kg/ms)

La cabeza de pérdidas por los accesorios se determinó mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios}} = \frac{v^2}{2g} \times \sum_{i=1}^n k_i \quad [\text{AIV.9}]$$

Donde:

- $h_{\text{accesorios}}$: cabeza de pérdidas por accesorios (m)
 v: velocidad del efluente (m/s)
 g: aceleración gravitacional (9,81 m²/s)
 k_i : constante de descarga del accesorio (i=1,2,3..)

La potencia de la bomba se determinó mediante la Ecuación AIV.10.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{H_B \times \gamma \times Q}{E_f} \quad [\text{AIV.10}]$$

Donde:

- P_{bomba} : potencia de la bomba (W)
 H_B : altura de bomba (m)
 γ: peso específico (kg/m²·s²)
 Q: caudal del fluido (m³/s)
 E_f : eficiencia

La altura dinámica total (TDH) se determinó mediante la Ecuación AIV.11.

$$TDH = P_d - P_s \quad [AIV.11]$$

Donde:

TDH: altura dinámica total (psi)
 P_d : presión de descarga (psi)
 P_s : presión de succión (psi)

La presión de succión se determinó mediante la Ecuación AIV.12.

$$P_s = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs} \quad [AIV.12]$$

Donde:

ΔH_{ss} : cabezal estático en la succión (psi)
 ΔH_{fs} : pérdidas de fricción y accesorios en la succión (psi)

El cabezal estático en la zona de succión se determinó a mediante la Ecuación AIV.13.

$$\Delta H_{ss} = \rho \times H_{Ts} \quad [AIV.13]$$

Donde:

ΔH_{ss} : cabezal estático en la succión (psi)
 ρ : densidad del fluido (lb/pulg³)
 H_{Ts} : altura en la línea de succión (pulg)

Las pérdidas de fricción y accesorios en la zona de succión se determinó mediante la Ecuación AIV.14.

$$\Delta H_{fs} = \rho \times (h_f + h_{\text{accesorios}}) \quad [AIV.14]$$

Donde:

ΔH_{fs} : cabezal estático en la succión (psi)

ρ : densidad del fluido (lb/pulg³)

h_f : cabeza de pérdidas por fricción (pulg)

$h_{\text{accesorios}}$: cabeza de pérdidas por accesorios (pulg)

La presión de descarga se determinó mediante la Ecuación AIV.15.

$$P_d = \Delta H_{sd} + \Delta H_{fd} \quad [\text{AIV.15}]$$

Donde:

ΔH_{sd} : cabezal estático en la descarga (psi)

ΔH_{fd} : pérdidas de fricción y accesorios en la descarga (psi)

El cabezal estático en la descarga se determinó a mediante la Ecuación AIV.16.

$$\Delta H_{sd} = \rho \times H_{Td} \quad [\text{AIV.16}]$$

Donde:

ΔH_{fd} : cabezal estático en la descarga (psi)

ρ : densidad del fluido (lb/pulg³)

H_{Td} : altura en la línea de descarga (pulg)

Las pérdidas de fricción y accesorios en la zona de descarga se determinó mediante la Ecuación AIV.17.

$$\Delta H_{fd} = \rho \times (h_f + h_{\text{accesorios}}) \quad [\text{AIV.17}]$$

Donde:

ΔH_{fd} : cabezal estático en la descarga (psi)

ρ : densidad del fluido (lb/pulg³)

h_f : cabeza de pérdidas por fricción (pulg)

$h_{\text{accesorios}}$: cabeza de pérdidas por accesorios (pulg)

Sistema tanque de almacenamiento del efluente (TK-101) – reactores

Para el dimensionamiento de la bomba y de la tubería que conecta al tanque de almacenamiento del efluente (TK-101) con los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B), se consideraron los parámetros que se describen en la Tabla AIV.3.

En la Tabla AVI3 se indica que la tubería 1 y la tubería 4 se dividen en dos tuberías paralelas para la conducción del efluente del tanque (TK-101) a los reactores. La tubería 1 se divide en las tuberías 2 y 3, y la tubería 4 en las tuberías 5 y 6.

Tabla AIV.3. Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento de efluente (TK-101) con los reactores

Tubería	Tramo de tubería	Parámetros	Magnitud
TK-101 a R-101A, R-101B	1	Caudal	7,90 L/s
		Longitud de la tubería de succión	4,50 m
		Longitud de la tubería de descarga	13,00 m
TK-101 a R-102A, R-102B	2 y 3	Caudal	3,95 L/s
		Longitud de la tubería de descarga	5,80 m
TK-101 a R-102A, R-102B	4	Caudal	7,90 L/s
		Longitud de la tubería de succión	4,50 m
		Longitud de la tubería de descarga	21,00 m

Tabla AIV.3. Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento de efluente (TK-101) con los reactores (continuación...)

Tubería	Tramo de tubería	Parámetros	Magnitud
TK-101 a R-101A, R-101B	5 y 6	Caudal	3,95 L/s
		Longitud de la tubería de descarga	5,80 m
TK-101 a R-102A, R-102B	Material PVC		

En la Tabla AIV.4 se presenta la cantidad de accesorios y el valor de los coeficientes de pérdida (K) en la tubería que conecta el tanque (TK-101) con los reactores.

Tabla AIV.4. Accesorios y constante K presentes en la tubería, tanque (TK-101)- reactores

Tubería	Accesorio	Cantidad	K
TK-101 a R-101A, R-101B TK-101 a R-102A, R-102B	Válvula de pie (con colador)	1	0,8
	Pérdidas de entrada a la tubería	1	0,5
	Codo estándar	3	0,9
	Tee estándar	3	1,8
	Válvula de retención	2	2,5
	Válvula de bola (media vuelta)	3	10,0
	Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,0

(Streeter, 2000, p. 300)

Dimensionamiento de la tubería y de la bomba que conecta el tanque TK-101 con los reactores R-101A y R-101B.

Dimensionamiento del tramos 1

Para el dimensionamiento de la tubería, se realizó el cálculo de la velocidad de succión (V_s) y la velocidad de descarga (V_d) mediante la Ecuación AIV.5.

Para el cálculo de la velocidad de succión, se consideró una tubería de diámetro nominal 4" cédula 40 con un diámetro interno de 102,26 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_s = \frac{7,90 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1\text{m}^3}{1\,000\text{L}}}{\pi \times \left(\frac{102,26 \text{ mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}}$$

$$v_s = 0,96 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 3,00 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal 4" cédula 40 permitió cumplir con el rango de velocidad de succión para una bomba centrífuga de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

Para el cálculo de la velocidad de descarga, se consideró una tubería de diámetro nominal de 3" cédula 80 con un diámetro interno de 73,66 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_d = \frac{7,90 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1\text{m}^3}{1\,000\text{L}}}{\pi \times \left(\frac{73,66 \text{ mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}}$$

$$v_d = 1,85 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 6,08 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal 3" cédula 80 permitió cumplir con el rango de velocidad de descarga para una bomba centrífuga de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

Una vez que se determinó el diámetro de la tubería y las velocidades de succión y descarga, se calcularon las pérdidas por fricción y por accesorios.

Pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de succión:

Las pérdidas por fricción en la tubería se determinaron mediante la Ecuación

AIV.3. Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería se determinó el valor del coeficiente de fricción (f), en función al número de Reynolds (Re) y ε/D , mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro interno de la tubería 4" cédula 40 es 102,16 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$Re = \frac{0,96 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 102,16 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 8,92 \times 10^4$$

Para la relación ε/D se consideró una tubería de PVC, material con un coeficiente de rugosidad (ε) de 0,0015 mm (Soriano y Pancorbo, 2012, p. 38).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{102,26 \text{ mm}} = 1,47 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ε/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,018$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 para la tubería de diámetro nominal 4" cédula 40, la cabeza de pérdida por fricción es:

$$h_{fs1} = 0,018 \times \frac{4,50 \text{ m} \times (0,96 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{102,26 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fs1} = 0,04 \text{ m}$$

Posteriormente se determinó la cabeza de pérdidas por accesorios en la tubería mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios s 1}} = \frac{(0,96 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 \times 0,8 + 1 \times 0,5 + 1 \times 0,9 + 1 \times 1,80) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios s 1}} = 0,19 \text{ m}$$

Pérdidas de cabeza por fricción y accesorios en la zona de descarga:

A partir del procedimiento detallado para el cálculo de las pérdidas por fricción en la zona de succión, se determinó el coeficiente de fricción (f).

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro interno de la tubería 3" cédula 80 es 73,66 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$\text{Re} = \frac{1,85 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 73,66 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 1,24 \times 10^5$$

Para la relación ε/D se consideró una tubería de PVC, material con un coeficiente de rugosidad (ε) de 0,0015 mm (Soriano y Pancorbo, 2012, p. 38).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{73,66 \text{ mm}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 2,04 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ε/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,018$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 para la tubería de diámetro nominal 3" cédula 80, la cabeza de pérdida por fricción es:

$$h_{fd1} = 0,018 \times \frac{13,20 \text{ m} \times (1,85 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{73,66 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd1} = 0,56 \text{ m}$$

Posteriormente se determinó la cabeza de pérdidas por accesorios, mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios } d1} = \frac{(1,85 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 \times 10,0 + 2 \times 1,8 + 1 \times 2,5) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios } d1} = 2,81 \text{ m}$$

Dimensionamiento de los tramos 2 y 3

Para el dimensionamiento de la tubería, se calculó la velocidad de descarga (V_d) mediante la Ecuación AIV.5. Para el cálculo de la velocidad de descarga, se consideró una tubería de diámetro nominal 2" cédula 40 con un diámetro interno de 52,50 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_d = \frac{3,95 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{\pi \times (\frac{52,50 \text{ mm}}{2})^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}}$$

$$v_d = 1,82 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 6,00 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal 2" cédula 40 permitió cumplir con el rango de velocidad de descarga para una bomba centrífuga de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

Una vez que se determinó el diámetro de la tubería y la velocidad de succión y descarga se calculó la cabeza de pérdidas por fricción y por accesorios de acuerdo al procedimiento descrito para el Tramo 1.

$$\text{Re} = \frac{1,82 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 52,50 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 8,66 \times 10^4$$

Para la relación ε/D se consideró una tubería de PVC, material con un coeficiente de rugosidad (ε) de 0,0015 mm (Soriano y Pancorbo, 2012, p. 38).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{52,50 \text{ mm}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 2,8 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ε/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,017$$

El valor f se sustituyó en la Ecuación AIV.3 para el cálculo de la pérdida de carga por fricción en la tubería de diámetro nominal 2" cédula 40 (Mills, 1995, p. 889).

$$h_{fd 2} = 0,017 \times \frac{5,80 \text{ m} \times (1,82 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{52,50 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd 2} = 0,32 \text{ m}$$

Los tramos de tubería 2 y 3 tienen las mismas características físicas por lo tanto:

$$h_{fd 2} = h_{fd 3} = 0,32 \text{ m}$$

Posteriormente se realizó el cálculo de la cabeza de pérdidas por accesorios mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios d 2}} = \frac{(1,82 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 \times 10,0 + 1 \times 1,0 + 2 \times 0,9 + 1 \times 2,5) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios d 2}} = 2,58 \text{ m}$$

Los tramos de tubería 2 y 3 tienen las mismas características físicas por lo tanto:

$$h_{\text{accesorios d 2}} = h_{\text{accesorios d 3}} = 2,58 \text{ m}$$

En la Tabla AIV.5 se presenta la velocidad de flujo del fluido en las tuberías, el diámetro nominal y las pérdidas por fricción y por accesorios.

Tabla AIV.5. Especificaciones de las tuberías que conectan al tanque (TK-101)–reactores

Tubería	Velocidad (m/s)	Diámetro nominal	Pérdidas por fricción (m)	Pérdidas por accesorios (m)
Tramo 1-succión	0,92	4" cédula 40	0,04	0,19
Tramo 1-descarga	1,85	3" cédula 80	0,56	2,81
Tramo 2 y 3-descarga	1,82	2" cédula 40	0,32	2,58

Para el dimensionamiento y selección de la bomba (P-101) se determinó la altura de bomba (H_B), altura dinámica total (TDH) y potencia.

Cálculo de la altura de bomba (H_B)

Para el cálculo de H_B la Ecuación de Bernoulli expresada a través de la Ecuación AIV.6 se simplificó a la Ecuación AIV.18.

$$H_B = z_2 + h_{f 1 \rightarrow 2} + h_{\text{accesorios}} \quad [\text{AIV.18}]$$

Para simplificar la ecuación de Bernoulli se realizó las siguientes

consideraciones: se tomó como nivel de referencia la altura en el punto 1, se consideró para el tanque T-101 y los reactores (tanques atmosféricos) la presión en el punto 1 y 2 equivalentes e iguales a la presión atmosférica y se simplificó la velocidad en ambos puntos debido al gran diámetro de los tanques en comparación con el diámetro de la tubería.

Para resolver la Ecuación AIV.18 se consideró Z_2 de 7,36 m. Este valor corresponde a la altura entre el nivel del fluido en el tanque de almacenamiento del efluente y el nivel de fluido en el punto más alto del reactor. Además se reemplazó el valor de las pérdidas de carga por fricción y por accesorios en la zona de succión (s) y de descarga (d).

$$H_B = Z_2 + h_{fs\ 1} + h_{fd\ 1} + h_{fd\ 2} + h_{fd\ 3} + h_{accesorios\ s\ 1} + h_{accesorios\ d\ 1} + h_{accesorios\ d\ 2} + h_{accesorios\ d\ 3}$$

$$H_B = (7,36 + 0,04 + 0,56 + 0,32 + 0,32 + 0,19 + 2,81 + 2,58 + 2,58) \text{ m}$$

$$H_B = 16,76 \text{ m}$$

Cálculo de la altura dinámica total (TDH)

El valor de TDH se determinó mediante la Ecuación AIV.11, previo al cálculo de la presión de succión y la presión de descarga.

La presión de succión se determinó mediante la Ecuación AIV 12. Para determinar la presión de succión se realizó el cálculo previo del cabezal estático de succión y de las pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de succión.

El cabezal estático de succión se determinó mediante la Ecuación AIV.13. Para este cálculo se conoce la altura del tanque de almacenamiento del efluente en la línea de succión de 4,00 m.

$$\Delta H_{ss} = 4,00 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{ss} = 5,66 \text{ psi}$$

Posteriormente se realizó el cálculo de las pérdidas por fricción y accesorios en la zona de succión mediante la Ecuación AIV.14.

$$\begin{aligned} \Delta H_{fs} &= (h_{fs} + h_{\text{accesorios s}}) \times \rho \\ \Delta H_{fs} &= (0,40 + 0,19) \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2} \\ \Delta H_{fs} &= 0,84 \text{ psi} \end{aligned}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.12, la presión de succión es:

$$\begin{aligned} P_s &= (5,66 - 0,83) \text{ psi} \\ P_s &= 4,83 \text{ psi} = 33,29 \text{ kPa} \end{aligned}$$

La presión de descarga se determinó mediante la Ecuación AIV.15. Para determinar la presión de descarga se realizó el cálculo previo del cabezal estático de descarga mediante la Ecuación AIV.16. Para este se conoce la altura del reactor en línea de descarga de 3,26 m.

$$\begin{aligned} \Delta H_{sd} &= 3,26 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2} \\ \Delta H_{sd} &= 4,61 \text{ psi} \end{aligned}$$

Posteriormente se realizó el cálculo de las pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de descarga mediante la Ecuación AIV.17.

$$\begin{aligned} \Delta H_{fd} &= (h_{fd} + h_{\text{accesorios d}}) \times \rho \\ \Delta H_{fd} &= (0,56 + 0,32 + 0,32 + 2,81 + 2,58 + 2,58) \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \\ &\quad \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2} = 12,98 \text{ psi} \end{aligned}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.15 la presión de descarga es:

$$P_d = (4,61 + 12,98) \text{ psi}$$

$$P_d = 17,59 \text{ psi} = 121,24 \text{ kPa}$$

Por lo tanto el TDH de la bomba es:

$$\text{TDH} = (17,59 - 4,83) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 12,76 \text{ psi} = 87,95 \text{ kPa}$$

Cálculo de la potencia de la bomba

La potencia de la bomba se determinó mediante la Ecuación AIV.10. La bomba tiene una eficiencia del 53,00 % de acuerdo a la curva de operación de la Figura AVIII.2 del Anexo VIII.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{16,76 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 7,90 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,000 \text{ L}}}{0,53}$$

$$P_{\text{bomba}} = 2\,442,18 \text{ W} = 3,28 \text{ HP}$$

Para la selección de la bomba se consideró un factor de seguridad del 10 % sobre el requerimiento energético calculado (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$P_{\text{bomba}} = 3,28 \text{ HP} \times 1,10$$

$$P_{\text{bomba}} = 3,61 \text{ HP}$$

A partir de los cálculos descritos para el dimensionamiento de la tubería y bomba (P-101) que conecta el tanque (TK-101) con los reactores (R-101A y R-101B) se dimensionó la tubería y la bomba (P-102) que conecta el (TK-101) con los reactores (R-102A y R-102B). En la Tabla AIV.6 se presenta la velocidad de flujo del fluido en las tuberías, el diámetro nominal y las pérdidas por fricción y por accesorios.

Tabla AIV.6. Especificaciones, pérdidas por fricción y por accesorios de la tubería que conecta (TK-101) con los reactores (R-102A y R-102B)

Tubería	Velocidad (m/s)	Diámetro nominal	Pérdidas por fricción (m)	Pérdidas por accesorios (m)
Tramo 4 – succión	0,96	4" cédula 40	0,04	0,19
Tramo 4 – descarga	1,85	3" cédula 80	0,90	2,81
Tramo 5 y 6-descarga	2,08	2" cédula 40	0,32	2,58

En la Tabla AIV.7 se presentan las especificaciones de la bomba (P-102).

Tabla AIV.7. Especificaciones de la bomba (P-102)

Caudal (L/s)	H_B (m)	TDH (kPa)	Potencia calculada (HP)	Potencia nominal (HP)
9,00	16,88	88,14	3,30	3,63

Sistema tanque de complejo EDTA-Fe – reactores

Para el dimensionamiento de las tuberías que conecta al tanque de almacenamiento del complejo (TK-102) a los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B), se consideraron las velocidades permisibles para flujo por gravedad de 0,20 a 0,80 pies/s (0,06 a 0,24 m/s) (McCabe et al., 2007, p. 209) en función a la elevación del tanque (TK-102) con respecto a los reactores.

En la Tabla AIV.8 se presentan los parámetros considerados para el dimensionamiento de las tuberías que conectan: (TK-102) con (R-101A, R-101B) y (TK-102) con (R-102A y R-102B). Ambas tuberías presentan las mismas características (caudal, longitud y material).

En la Tabla AIV.9 se presenta la cantidad de accesorios y el valor de los coeficientes de pérdida (K) en la tubería que conecta el tanque de almacenamiento del complejo (TK-102) con los reactores.

Tabla AIV.8. Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento del complejo (TK-102) con los reactores

Tubería	Tramo de tubería	Parámetros	Magnitud
TK-102 a R-101A y R-101B	1	Caudal	0,62 L/s
		Longitud de la tubería	1,00 m
TK-102 a R-102A y R-102B	2	Caudal	0,31 L/s
		Longitud de la tubería	2,00 m
TK-102 a R-102A y R-102B	3	Caudal	0,31 L/s
		Longitud de la tubería	2,50 m
Material de la tubería			PVC

La numeración 1, 2 y 3 indica que la tubería 1 se divide en dos tuberías paralelas, la tubería 2 y la tubería 3.

Tabla AIV.9. Accesorios y constante K presentes en la tubería, tanque de almacenamiento del complejo (TK-102) – reactores

Tubería	Accesorio	Cantidad	K
TK-102 a R-101A y R-101B TK-102 a R-102A y R-102B	Válvula de bola	3	10,0
	Pérdidas de entrada a la tubería	1	0,5
	Codo estándar	3	0,9
	Tee estándar	5	1,8
	Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,0

(Streeter, 2000, p. 300)

A partir de los cálculos descritos para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento del efluente con los reactores se dimensionaron las tuberías que conecta el tanque (TK-102) a los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B) y se determinaron las pérdidas por fricción y accesorio en la tubería.

En la Tabla AIV.10 se presenta la velocidad de flujo del fluido en las tuberías, el diámetro nominal y las pérdidas por fricción y por accesorios.

Tabla AIV.10. Especificaciones de las tuberías que conectan al tanque (TK-102) con los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B)

Tubería	Velocidad (m/s)	Diámetro nominal	Perdidas por fricción (m)	Pérdidas por accesorios (m)
Tramo 1	0,24	2" cédula 5	0,0015	0,04
Tramo 2	0,24	1 1/2" cédula 40	0,0044	0,09
Tramo 3	0,24	1 1/2" cédula 40	0,0055	0,09

Sistema tanque de almacenamiento de H₂O₂ (TK-103)- reactores

Para el dimensionamiento de las tuberías que conecta el tanque de almacenamiento de H₂O₂ (TK-103) a los reactores (R-101A y R-101B) y (R-102A y R-102B) se consideraron las velocidades permisibles para flujo por gravedad de 0,20 a 0,80 pies/s (0,06 a 0,24 m/s) (McCabe et al., 2007, p. 209) en función a la elevación del tanque (TK-103) con respecto a los reactores.

En la Tabla AIV.11 se presentan los parámetros considerados para el dimensionamiento de las tuberías.

Tabla AIV.11. Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta al tanque de almacenamiento de H₂O₂ (TK-103) con los reactores

Tubería	Tramo de tubería	Parámetros	Magnitud
TK-103 a R-101A, R-101B	1	Caudal	0,16 L/s
		Longitud de la tubería	1,00 m
	2	Caudal	0,08 L/s
		Longitud de la tubería	2,5 m
TK-103 a R-101A, R-101B	3	Caudal	0,08 L/s
		Longitud de la tubería	3,0 m
Material de la tubería			PVC

La numeración 1, 2 y 3 indica que la tubería 1 se divide en dos tuberías paralelas, la tubería 2 y la tubería 3.

En la Tabla AIV.12 se presenta la cantidad de accesorios y el valor de los coeficientes de pérdida (K) en la tubería que conecta el tanque de almacenamiento del H₂O₂ (TK-103) con los reactores.

Tabla AIV.12. Accesorios y constante K presentes en la tubería, tanque de almacenamiento de H₂O₂ (TK-103) - reactores

Tubería	Accesorio	Cantidad	K
TK-103 a R-101A, R-101B	Válvula de bola	2	10,0
	Pérdidas de entrada a la tubería	1	0,5
	Codo estándar	4	0,9
TK-103 a R-102A, R-102B	Tee estándar	1	1,8
	Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,0

(Streeter, 2000, p. 300)

A partir de los cálculos descritos para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento del efluente con los reactores se dimensionaron las tuberías que conecta el tanque (TK-103) a los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B) y se determinaron las pérdidas por fricción y accesorio en la tubería.

En la Tabla AIV.13 se presenta la velocidad de flujo del fluido en las tuberías, el diámetro nominal y las pérdidas por fricción y por accesorios.

Tabla AIV.13. Especificaciones de las tuberías que conectan al tanque (TK-103) con los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B)

Tubería	Velocidad (m/s)	Diámetro nominal	Pérdidas por fricción (m)	Pérdidas por accesorios (m)
Tramo 1	0,23	1" cédula 5	0,003	0,04
Tramo 2	0,24	3/4" cédula 40	0,003	0,04
Tramo 3	0,24	3/4" cédula 40	0,015	0,04

Sistema tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio – reactor

En la Tabla AIV.14 se presentan los parámetros considerados para el dimensionamiento de las tuberías que conecta al tanque de almacenamiento de NaOH (TK-104) con los reactores: (TK-104) con (R-101A y R-101B) y (TK-104) con (R-102A y R-102B). Ambas tuberías presentan las mismas características (caudal, longitud y material).

Tabla AIV.14. Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento de NaOH (TK-104) – reactores

Tubería	Tramo de tubería	Parámetros	Magnitud
TK-103 a R-101A, R-101B	1	Caudal	0,56 L/s
		Longitud de la tubería de succión	0,50 m
		Longitud de la tubería de descarga	1,00 m
TK-103 a R-102A, R-102B	2	Caudal	0,26 L/s
		Longitud de la tubería de descarga	4,00 m
	3	Caudal	0,28 L/s
		Longitud de la tubería descarga	9,00 m
Material de la tubería			PVC

La numeración 1, 2 y 3 indica que la tubería 1 se divide en dos tuberías paralelas, la tubería 2 y la tubería 3.

En la Tabla AIV.15 se presenta la cantidad de accesorios y el valor de los coeficientes de pérdida (K) en las tuberías que conectan al tanque de almacenamiento de NaOH (TK-104) con los reactores.

Tabla AIV.15. Accesorios y constante K presentes en la tubería tanque de almacenamiento de NaOH (TK-104) - reactores

Tubería	Accesorio	Cantidad	K
TK-103 a R-101A, R-101B	Válvula de bola	4	10,0
TK-103 a R-102A, R-102B	Válvula de retención	1	2,5

Tabla AIV.15. Accesorios y constante K presentes en la tubería tanque de almacenamiento de NaOH (TK-104) – reactores (continuación...)

Tubería	Accesorio	Cantidad	K
TK-103 a R-101A, R-101B	Pérdidas de entrada a la tubería	1	0,5
	Codo estándar	2	0,9
TK-103 a R-102A, R-102B	Tee estándar	6	1,8
	Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,0

(Streeter, 2000, p. 300)

El dimensionamiento de las tuberías que conecta el tanque (TK-104) con los reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B) se realizó a partir de los cálculos descritos para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento del efluente con los reactores.

En la Tabla AIV.16 se presenta la velocidad de flujo del fluido en las tuberías, el diámetro nominal y las pérdidas por fricción y por accesorios

Tabla AIV.16. Especificaciones de las tuberías que conectan al tanque (TK-104) –reactores (R-101A, R-101B, R-102A y R-102B)

Tubería	Velocidad (m/s)	Diámetro nominal	Pérdidas por fricción (m)	Pérdidas por accesorios (m)
Tramo 1-succión	0,92	1" cédula 10	0,03	0,57
Tramo 1-descarga	2,01	3/4" cédula 10	0,78	3,14
Tramo 2 y 3-descarga	1,86	1/2" cédula 40	1,94	5,11

Para el dimensionamiento y selección de la bomba (P-103) ubicada en la tubería, se determinó la altura de bomba (H_B), Altura dinámica total (TDH) y potencia.

Cálculo de la altura de bomba (H_B)

Para el cálculo de H_B la Ecuación de Bernoulli expresada a través de la Ecuación AIV.6 se simplificó a la Ecuación AIV.18 de acuerdo a las siguientes consideraciones: se tomó como nivel de referencia la altura en el punto 1, se consideró la presión en el punto 1 y 2 (tanque de almacenamiento de NaOH y reactor) equivalentes e iguales a la presión atmosférica al ser tanques atmosféricos y se simplificó la velocidad en ambos puntos debido al gran diámetro de los tanques en comparación con el diámetro de la tubería.

Para resolver la Ecuación AIV.18 se consideró Z_2 de 2,70 m. Este valor corresponde a la altura entre el nivel del fluido en el tanque de almacenamiento de NaOH y el nivel de fluido en el reactor. Además se reemplazó el valor de las pérdidas de carga por fricción y por accesorios en la zona de succión (s) y de descarga (d).

$$H_B = Z_2 + h_{fs\ 1} + h_{fd\ 1} + h_{fd\ 2} + h_{fd\ 3} + h_{accesorios\ s\ 1} + h_{accesorios\ d\ 1} + h_{accesorios\ d\ 2} + h_{accesorios\ d\ 3}$$

$$H_B = (2,70 + 0,03 + 0,78 + 1,94 + 0,57 + 3,14 + 5,11) \text{ m}$$

$$H_B = 14,27 \text{ m}$$

Cálculo de la altura dinámica total (TDH)

El valor de TDH se determinó mediante la Ecuación AIV.11 previo al cálculo de la presión de succión y la presión de descarga.

La presión de succión se determinó mediante la Ecuación AIV.12.

Para el cálculo de la presión de succión se realizó el cálculo previo del cabezal estático de succión mediante la Ecuación AIV.13. Para este cálculo se conoce la altura del tanque de almacenamiento de NaOH en la línea de succión de 2,20 m.

$$\Delta H_{ss} = 2,20 \text{ m} \times 1043,32 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{ss} = 3,26 \text{ psi}$$

Posteriormente se realizó el cálculo de las pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de succión mediante la Ecuación AIV.14.

$$\Delta H_{fs} = (h_{fs} + h_{\text{accesorios } s}) \times \rho$$

$$\Delta H_{fs} = (0,03 + 0,57) \text{ m} \times 1043,32 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,89 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.12 la presión de succión es:

$$P_s = (3,26 - 0,89) \text{ psi}$$

$$P_s = 2,37 \text{ psi} = 16,34 \text{ kPa}$$

La presión de descarga se determinó mediante la Ecuación AIV.15.

Para determinar la presión de descarga se realizó el cálculo previo del cabezal estático de descarga a partir de la Ecuación AIV.16. Para el cálculo del cabezal estático en la descarga se conoce la distancia entre la línea central de la bomba y el punto de descarga libre de 0,50 m.

$$\Delta H_{sd} = 0,50 \text{ m} \times 1043,32 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{sd} = 0,74 \text{ psi}$$

Posteriormente se determinaron las pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de descarga mediante la Ecuación AIV.17.

$$\Delta H_{fd} = (h_{fd} + h_{\text{accesorios } d}) \times \rho$$

$$\Delta H_{fd} = (0,78 + 1,94 + 3,14 + 5,11 + 3,14 + 5,11) \text{ m} \times 1\,043,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \\ \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2} = 28,46 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.15 la presión de descarga es:

$$P_d = (28,46 - 0,74) \text{ psi} \\ P_d = 27,72 \text{ psi} = 191,07 \text{ kPa}$$

Por lo tanto el valor del TDH de la bomba es:

$$\text{TDH} = (27,72 - 2,37) \text{ psi} \\ \text{TDH} = 25,35 \text{ psi} = 174,73 \text{ kPa}$$

Cálculo de la potencia de la bomba

La potencia de la bomba se determinó mediante la Ecuación AIV.10. La bomba tiene una eficiencia del 35,00 % de acuerdo a la curva de operación de la Figura AVIII.1 del Anexo VI.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{14,27 \text{ m} \times 1\,043,30 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 0,56 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,000 \text{ L}}}{0,35} \\ P_{\text{bomba}} = 233,68 \text{ W} = 0,31 \text{ HP}$$

Para la selección de la bomba se consideró un factor de seguridad del 10 % sobre el requerimiento energético calculado (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$P_{\text{bomba}} = 0,31 \text{ HP} \times 1,10 \\ P_{\text{bomba}} = 0,34 \text{ HP}$$

Sistema tanque almacenamiento de H₂SO₄- tanque de neutralización

Para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque de almacenamiento de H₂SO₄ (TK-107) con el tanque de neutralización (TK-105), se consideró la velocidad permisible para flujo por gravedad entre 0,20 a 0,80 pies/s (0,06 a 0,24 m/s) (McCabe et al., 2007, p. 209), en función a la elevación del tanque (TK-107) con respecto al tanque (TK-105).

En la Tabla AIV.17 se presentan los parámetros considerados para el dimensionamiento de la tubería.

Tabla AIV.17. Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta el tanque (TK-107) con el tanque de neutralización (TK-105)

Parámetros	Magnitud
Caudal	0,01 L/s
Longitud de la tubería	3,00 m
Material	Acero inoxidable AISI 304

En la Tabla AIV.18 se presenta la cantidad de accesorios y el valor de los coeficientes de pérdida (K) en la tubería que conecta el tanque de almacenamiento de H₂SO₄ (TK-107) con el tanque de neutralización (TK-105).

Tabla AIV.18. Accesorios y constante K presentes en la tubería tanque (TK-107) - tanque de neutralización (TK-105)

Accesorio	Cantidad	K
Válvula de bola (media vuelta)	2	10,0
Pérdidas de entrada a la tubería	1	0,5
Codo estándar	4	0,9
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,0
Tee estándar	1	1,8

(Streeter, 2000, p. 300)

Para el dimensionamiento de la tubería, se realizó el cálculo de la velocidad de flujo del H₂SO₄ a través de la tubería mediante la Ecuación AIV.5. Para el cálculo de la velocidad, se consideró una tubería de diámetro nominal 1/4" cédula 40 con un diámetro interno de 9,246 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_s = \frac{0,01 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{\pi \times \left(\frac{9,246 \text{ mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}}$$

$$v_s = 0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 0,50 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal 1/4" cédula 40 permitió cumplir con el rango de velocidad para el flujo por gravedad.

Pérdidas por fricción y por accesorios

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro interno de la tubería 1/4" cédula 40 es 9,246 mm y la densidad del H₂SO₄ es 1 836,10 kg/m³ (Perry, 2001, p. 2-115).

$$\text{Re} = \frac{0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,836,10 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,246 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{21 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} = 122,24$$

El número de Re indica el flujo laminar de fluido, por lo tanto el factor de fricción (f) se determinó mediante la Ecuación AIV.19 (Mott, 2006b, p. 234).

$$f_D = \frac{64}{\text{Re}} \quad [\text{AIV.19}]$$

Donde:

f_D : factor de fricción, Darcy

Re: número de Reynolds

El valor del coeficiente de fricción es:

$$f_D = \frac{64}{122,24} = 0,52$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 la cabeza de pérdidas por fricción en la tubería es:

$$h_{fs1} = 0,52 \times \frac{3 \text{ m} \times \left(0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{9,246 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,19 \text{ m}$$

Posteriormente se determinaron las pérdidas por accesorios en la tubería, mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios } s1} = \frac{\left(0,15 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (2 \times 10,0 + 1 \times 0,5 + 4 \times 0,9 + 1 \times 1,0 + 1 \times 1,8) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios } s1} = 0,03 \text{ m}$$

Sistema reactores - tanque de sedimentación

En la Tabla AIV.19 se presentan los parámetros considerados para el dimensionamiento de las tuberías que conectan los reactores (R-101A y R-101B) con los tanques de sedimentación (S-101-S-102).

Tabla AIV.19. Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conecta los reactores (R-101A y R-101B) con los tanques de sedimentación

Tubería	Parámetros	Magnitud
R-101A a S-101	Caudal	3,00 L/s
	Longitud de la tubería de succión	2,50 m
R-101B a S-102	Longitud de la tubería de descarga	7,00 m
	Material de la tubería	PVC

En la Tabla AIV.20 se presenta la cantidad de accesorios y el valor de los coeficientes de pérdida (K) en la tubería que conecta los reactores con los tanques de sedimentación (S-101 y S-102).

Tabla AIV.20. Accesorios y constante K presentes en la tubería, reactores (R-101A y R-101B) -tanques de sedimentación

Tubería	Accesorio	Cantidad	K
R-101A a S-101	Válvula de bola	4	10,0
	Pérdidas de entrada a la tubería	1	0,5
	Codo estándar	3	0,9
R-101B a S-102	Tee estándar	4	1,8
	Válvula de retención	1	2,5
	Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,0

(Streeter, 2000, p. 300)

Para el dimensionamiento de la tubería, se realizó el cálculo de la velocidad de succión (V_s) y la velocidad de descarga (V_d) mediante la Ecuación AIV.5.

Para el cálculo de la velocidad de succión, se consideró una tubería de diámetro nominal 3" cédula 40 con un diámetro interno de 77,93 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_s = \frac{3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1\text{m}^3}{1000 \text{ L}}}{\pi \times \left(\frac{77,93\text{mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}}$$

$$v_s = 0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 2,06 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal 3" cédula 40 permitió cumplir con el rango de velocidad de succión para una bomba centrífuga de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

Para el cálculo de la velocidad de descarga, se consideró una tubería de

diámetro nominal de 1 1/2" cédula 40 con un diámetro interno de 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_d = \frac{3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{\pi \times \left(\frac{40,89 \text{ mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}}$$

$$v_d = 2,28 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 7,50 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal de 1 1/2" cédula 40 permitió cumplir con el rango de velocidad de descarga para una bomba centrífuga de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

Una vez que se determinaron los diámetros de las tuberías y las velocidades de succión y descarga, se calcularon las pérdidas por fricción y por accesorios.

Pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de succión:

La cabeza de pérdidas por fricción en la tubería se determinó mediante la Ecuación AIV.7. Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería se determinó el valor del coeficiente de fricción (f), en función del número de Reynolds (Re) y ε/D , mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro interno de la tubería 3" cédula 40 es 77,93 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$\text{Re} = \frac{0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 77,93 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 4,45 \times 10^4$$

Para la relación ε/D se consideró una tubería de PVC, material con un coeficiente de rugosidad (ε) de 0,0015 mm (Soriano y Pancorbo, 2012, p. 38).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{77,93 \text{ mm}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 1,92 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ε/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,022$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 para la tubería de diámetro nominal 3" cédula 40, la cabeza de pérdida por fricción es:

$$h_{fs1} = 0,022 \times \frac{3,00 \text{ m} \times (0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{77,93 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd1} = 0,02 \text{ m}$$

Posteriormente se determinó la cabeza de pérdidas por accesorios en la tubería mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios } s1} = \frac{(0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 \times 10,0 + 1 \times 0,5 + 1 \times 0,9) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios } s1} = 0,23 \text{ m}$$

Pérdidas de cabeza por fricción y accesorios en la zona de descarga:

A partir del procedimiento detallado para el cálculo de las pérdidas por fricción en la zona de succión, se determinó el factor (f).

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro interno de la tubería de 1 1/2" cédula 40 es 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$\text{Re} = \frac{2,28 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 8,45 \times 10^4$$

Para la relación ε/D se consideró una tubería de PVC, material con coeficiente de rugosidad (ε) de 0,0015 mm (Sariano y Pancorbo, 2012, p. 38).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{40,89 \text{ mm}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 3,67 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ε/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,024$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 para la tubería de diámetro nominal 3" cédula 80, la cabeza de pérdida por fricción es:

$$h_{fd1} = 0,024 \times \frac{7,00 \text{ m} \times (2,28 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd1} = 1,09 \text{ m}$$

Posteriormente se determinó la cabeza de pérdidas por accesorios, mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios d 1}} = \frac{(2,28 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (3 \times 10,0 + 1 \times 1,0 + 2 \times 0,9 + 1 \times 2,5 + 4 \times 1,8) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios s 1}} = 11,26 \text{ m}$$

En la Tabla AIV.21 se presentan las velocidades de flujo en las tuberías, el diámetro nominal y la cabeza de pérdidas por fricción y por accesorios.

Tabla AIV.21. Especificaciones de la tubería y las pérdidas por fricción y accesorios en la tubería que conecta los reactores (R-101A y R-101B) con los tanques de sedimentación

Tramo de tubería	Velocidad (m/s)	Diámetro nominal	Pérdidas por fricción (m)	Pérdidas por accesorios (m)
Tramo de succión	0,63	3" cédula 40	0,02	0,23
Tramo de descarga	2,28	1 1/2" cédula 40	1,09	11,26

Para el dimensionamiento y selección de las bombas (P-105 y P-106) que conectan los reactores (R-101A y R-101B) con los tanques de sedimentación (S-101 y S-102), se determinó la altura de bomba (H_B), altura dinámica total (TDH) y potencia.

Cálculo de la altura de bomba (H_B)

Para el cálculo de H_B la Ecuación de Bernoulli expresada a través de la Ecuación AIV.6 se simplificó a la Ecuación AIV.18 de acuerdo a las siguientes consideraciones: se tomó como nivel de referencia la altura en el punto 1, se consideró la presión en el punto 1 y 2 (reactor y tanque de sedimentación) equivalentes a la presión atmosférica al ser tanques atmosféricos y se simplificó la velocidad en ambos puntos debido al gran diámetro de los tanques en comparación con el diámetro de la tubería.

Para resolver la Ecuación AIV.18 se consideró Z_2 de 1,76 m. Este valor corresponde a la altura entre el nivel inferior del fluido en el reactor y el nivel de fluido en el sedimentador. Además se reemplazó el valor de las pérdidas de carga por fricción y por accesorios en la zona de succión (s) y de descarga (d).

$$H_B = Z_2 + h_{fs1} + h_{fd1} + h_{accesorioss1} + h_{accesoriosd1}$$

$$H_B = 1,76 + 0,02 + 1,09 + 0,23 + 11,26$$

$$H_B = 14,36 \text{ m}$$

Cálculo de la altura dinámica total (TDH)

El valor de TDH se determinó mediante la Ecuaciones AIV.11, previo al cálculo de la presión de succión y la presión de descarga.

La presión de succión se determinó mediante la Ecuación AIV 12. Para determinar la presión de succión se realizó el cálculo previo del cabezal estático de succión a partir de la Ecuación AIV.13.

Para el cálculo del cabezal estático de succión se conoce la altura del reactor en la línea de succión de 3,26 m.

$$\Delta H_{ss} = 3,26 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{ss} = 4,61 \text{ psi}$$

Posteriormente se determinaron las pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de succión mediante la Ecuación AIV.14.

$$\Delta H_{fs} = (h_{fs} + h_{\text{accesorios s}}) \times \rho$$

$$\Delta H_{fs} = (0,02 + 0,23) \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,35 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.12 la presión de succión es:

$$P_s = (4,61 - 0,35) \text{ psi}$$

$$P_s = 4,26 \text{ psi} = 29,36 \text{ kPa}$$

La presión de descarga, se determinó mediante la Ecuación AIV.15.

Para determinar la presión de descarga se realizó el cálculo previo del cabezal estático de descarga a partir de la Ecuación AIV.16. Para el cálculo del cabezal estático de descarga se conoce la distancia entre la línea central de la bomba y el punto de descarga libre de 0,80 m.

$$\Delta H_{sd} = 0,80 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{sd} = 1,13 \text{ psi}$$

Posteriormente se determinaron las pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de descarga mediante la Ecuación AIV.17.

$$\Delta H_{fd} = (h_{fd} + h_{\text{accesorios d}}) \times \rho$$

$$\Delta H_{fd} = (1,09 + 11,26) \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{fd} = 17,48 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.15 la presión de descarga es:

$$P_d = (1,13 + 17,48) \text{ psi}$$

$$P_d = 18,61 \text{ psi} = 128,28 \text{ kPa}$$

Por lo tanto el valor del TDH de la bomba es:

$$\text{TDH} = (18,61 - 4,26) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 14,35 \text{ psi} = 98,91 \text{ kPa}$$

Potencia de la bomba

La potencia de la bomba se determinó mediante la Ecuación AIV.10. La bomba tiene una eficiencia del 42,00 % de acuerdo a la curva de operación de la Figura AVIII.1 del Anexo VIII.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{14,36 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,000 \text{ L}}}{0,42}$$

$$P_{\text{bomba}} = 1\,003,54 \text{ W} = 1,35 \text{ HP}$$

Para la selección de la bomba se consideró un factor de seguridad del 10 % sobre el requerimiento energético calculado (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$P_{\text{bomba}} = 1,35 \text{ HP} \times 1,10 = 1,48 \text{ HP}$$

En la Tabla AIV.22 se presentan las especificaciones de las bombas (P-105 y P-106).

Tabla AIV.22. Especificaciones de las bombas (P-105 y P-106)

Bombas				
HB (m)	Caudal (L/s)	TDH (kPa)	Potencia calculada (HP)	Potencia nominal (HP)
13,64	3,00	98,91	1,35	1,48

Tanque de sedimentación-Tanque de neutralización

En la Tabla AIV.23 se presentan los parámetros considerados para el dimensionamiento de las tuberías que conectan los tanques de sedimentación (S-101 y S-102) con los tanques de neutralización (TK-105 y TK-106).

Tabla AIV.23. Parámetros para el dimensionamiento de las tuberías que conectan los tanques de sedimentación (S-101 A/B) con los tanques (TK-105 y TK-106)

Tubería	Parámetros	Magnitud
S-101 a TK-105	Caudal	7,50 L/s
	Longitud de la tubería de succión	2,00 m
S-102 a TK-106	Longitud de la tubería de descarga	5,60 m
	Material de la tubería	PVC

A partir de los parámetros que se presentan en la Tabla A1.22 se determinó la velocidad de succión (V_s) y la velocidad de descarga (V_d) mediante la Ecuación AIV.5 para el dimensionamiento de las tuberías.

Para el cálculo de la velocidad de succión, se consideró una tubería de diámetro nominal 4" cédula 40 con un diámetro interno de 102,26 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_s = \frac{7,50 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{\pi \times \left(\frac{102,26 \text{ mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}}$$

$$v_s = 0,91 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 3,00 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal 4" cédula 40 permitió cumplir con el rango de velocidad de succión para una bomba centrífuga, de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

Para el cálculo de la velocidad de descarga, se consideró una tubería de diámetro nominal de 3" cédula 160 con un diámetro interno de 63,65 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_d = \frac{7,50 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}}}{\pi \times \left(\frac{63,65 \text{ mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}}$$

$$v_d = 2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 7,73 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal 3" cédula 160 permitió cumplir con el rango de velocidad de descarga para una bomba centrífuga de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

Una vez que se determinaron los diámetros de las tuberías, las velocidades de succión y descarga, se calcularon las pérdidas por fricción y por accesorios.

Pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de succión:

La cabeza de pérdidas por fricción en la tubería se determinó mediante la Ecuación AIV.7. Para determinar la cabeza de pérdidas por fricción en la tubería se determinó el valor del coeficiente de fricción (f), en función del número de Reynolds (Re) y ϵ/D , mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro interno de la tubería 4" cédula 40 es 102,15 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$Re = \frac{0,91 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 102,26 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re = 8,44 \times 10^4$$

Para la relación ϵ/D se consideró una tubería de PVC, material con un coeficiente de rugosidad (ϵ) de 0,0015 mm (Soriano y Pancorbo, 2012, p.38).

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{102,26 \text{ mm}} = 1,47 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ϵ/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,018$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 para la tubería de diámetro nominal 4" cédula 40, la cabeza de pérdida por fricción es:

$$h_{fs1} = 0,018 \times \frac{2,00 \text{ m} \times (0,91 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{102,26 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd1} = 0,02 \text{ m}$$

Posteriormente se determinó la cabeza de pérdidas por accesorios en la tubería, mediante la Ecuación AIV.9.

En la Tabla AIV.24 se presenta la cantidad de accesorios y el valor de los coeficientes de pérdida (K) en las tuberías que conectan los tanques de sedimentación (S-101A/B) con los tanques de neutralización (TK-105 y TK-106).

Tabla AIV.24. Accesorios y constante K presentes en las tuberías, tanques de sedimentación (S-101 A y S-101 B) - tanques (TK-105 y TK-106)

Tubería	Accesorio	Cantidad	K
S-101 a TK-105	Pérdidas a la entrada de la tubería	1	0,5
	Codo estándar	4	0,9
	Válvula de bola	3	0,8
S-101 a TK-106	Válvula de retención	1	2,5
	Tee estándar	6	1,8
	Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,0

(Streeter, 2000, p. 300)

La cabeza de pérdidas por accesorios en la tubería es:

$$h_{\text{accesorios s 1}} = \frac{(0,91 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 \times 10,0 + 1 \times 0,5 + 1 \times 0,9 + 1 \times 1,8) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios s 1}} = 0,55 \text{ m}$$

Pérdidas de cabeza por fricción y accesorios en la zona de descarga:

A partir del procedimiento detallado para el cálculo de las pérdidas por fricción en la zona de succión, se determinó el coeficiente de fricción (f).

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro

interno de la tubería 3" cédula 160 es 63,65 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$\text{Re} = \frac{2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 63,65 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 1,36 \times 10^5$$

Para la relación ε/D se consideró una tubería de PVC, material con un coeficiente de rugosidad (ε) de 0,0015 mm (Sariano y Pancorbo, 2012, p. 38).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{63,65 \text{ mm}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 2,36 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ε/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,016$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 para la tubería de diámetro nominal 3" cédula 160, la cabeza de pérdida por fricción es:

$$h_{fd1} = 0,016 \times \frac{5,60 \text{ m} \times (2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{63,65 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} = 0,40 \text{ m}$$

Posteriormente se determinó la cabeza de pérdidas por accesorios, mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios d 1}} = \frac{(2,36 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (2 \times 10,0 + 1 \times 1,0 + 3 \times 0,9 + 1 \times 2,5 + 5 \times 1,8) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios s 1}} = 9,99 \text{ m}$$

En la Tabla AIV.25 se presentan las velocidades de flujo en las tuberías, el diámetro nominal y la cabeza de pérdidas por fricción y por accesorios.

Tabla AIV.25. Especificaciones de la tubería y las pérdidas por fricción y accesorios de la tubería que conecta (S-101) con los tanques (TK-105 y TK-106)

Tubería	Velocidad (m/s)	Diámetro nominal	Pérdidas por fricción (m)	Pérdidas por accesorios (m)
Tramo de succión	0,91	4" cédula 40	0,02	0,55
Tramo de descarga	2,36	3" cédula 160	0,40	9,99

Una vez conocidas las pérdidas de cabeza por fricción y por accesorios en cada uno de los tramos de tubería, se determinó la altura de bomba (H_B), altura dinámica total (TDH) y la potencia, para la selección de la bomba (P-109).

Cálculo de la altura de bomba (H_B)

Para el cálculo de H_B la Ecuación de Bernoulli expresada a través de la Ecuación AIV.6 se simplificó a la Ecuación AIV.18 de acuerdo a las siguientes consideraciones: se tomó como nivel de referencia la altura en el punto 1, se consideró la presión en el punto 1 y 2 (tanque de sedimentación y tanque de neutralización) equivalentes a la presión atmosférica al ser tanques atmosféricos y se simplificó la velocidad en ambos puntos debido al gran diámetro de los tanques en comparación con el diámetro de la tubería.

Para resolver la Ecuación AIV.18 se consideró Z_2 de 3,28 m. Este valor corresponde a la altura entre el nivel del fluido en el sedimentador y el nivel de fluido tanque de neutralización. Además se reemplazó el valor de las pérdidas de carga por fricción y por accesorios en la zona de succión (s) y de descarga (d).

$$H_B = Z_2 + h_{fs1} + h_{fd1} + h_{accesorioss1} + h_{accesoriosd1}$$

$$H_B = 3,28 + 0,02 + 0,40 + 0,55 + 9,99$$

$$H_B = 14,24 \text{ m}$$

Cálculo de la altura dinámica total (TDH)

El valor de TDH se determinó mediante la Ecuaciones AIV.11, previo al cálculo de la presión de succión y la presión de descarga.

La presión de succión se determinó mediante la Ecuación AIV.12.

Para determinar la presión de succión se realizó el cálculo previo del cabezal estático de succión y las pérdidas por fricción y accesorios en la zona de succión.

El cálculo del cabezal estático de succión se determinó mediante la Ecuación AIV.13. Para este cálculo se conoce la altura del tanque de sedimentación en la línea de succión de 1,00 m.

$$\Delta H_{ss} = 1,00 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{ss} = 1,42 \text{ psi}$$

Posteriormente se realizó el cálculo de las pérdidas por fricción y accesorios en la zona de succión mediante la Ecuación AIV.14.

$$\Delta H_{fs} = (0,02 + 0,55) \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,8 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.12, la presión de succión es:

$$P_s = (1,42 - 0,8) \text{ psi}$$

$$P_s = 0,62 \text{ psi} = 4,27 \text{ kPa}$$

La presión de descarga se determinó mediante la Ecuación AIV.15. Para determinar la presión de descarga se realizó el cálculo previo del cabezal estático de descarga y la cabeza de pérdidas por fricción y accesorios en la zona de descarga.

El cabezal estático de descarga se determinó mediante la Ecuación AIV.16. Para el cálculo del cabezal estático de descarga se conoce la altura del tanque de neutralización en la línea de descarga de 3,28 m.

$$\Delta H_{sd} = 3,28 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{sd} = 4,64 \text{ psi}$$

La cabeza de pérdidas por fricción y accesorios en la zona de descarga se determinó mediante la Ecuación AIV.17.

$$\Delta H_{fd} = (h_{fd} + h_{\text{accesorios d}}) \times \rho$$

$$\Delta H_{fd} = (0,40 + 9,99) \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(2,54 \times 10^{-2} \text{ m})^2}{1 \text{ pulg}^2}$$

$$\Delta H_{fd} = 14,71 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.15 la presión de descarga es:

$$P_d = (4,64 + 14,71) \text{ psi} = 19,35 \text{ psi}$$

$$P_d = 133,38 \text{ kPa}$$

Por lo tanto el TDH de la bomba es:

$$\text{TDH} = (19,35 - 0,62) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 18,73 \text{ psi} = 129,10 \text{ kPa}$$

Cálculo de la potencia de la bomba

La potencia de la bomba se determinó mediante la Ecuación AIV.10. La bomba tiene una eficiencia del 53,00 % de acuerdo a la curva de operación de la Figura AVIII.2 del Anexo VIII.

$$P_{\text{bomba}} = \frac{14,24 \text{ m} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 7,50 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{\text{m}^3}{1\,000 \text{ L}}}{0,53}$$

$$P_{\text{bomba}} = 1\,971,52 \text{ W} = 2,64 \text{ HP}$$

Para la selección de la bomba se consideró un factor de seguridad del 10 % sobre el requerimiento energético calculado (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37).

$$P_{\text{bomba}} = 2,64 \text{ HP} \times 1,10$$

$$P_{\text{bomba}} = 2,90 \text{ HP}$$

En la Tabla AIV.26 se presentan las especificaciones de bombas (P-109 y P-111).

Tabla AIV.26. Dimensionamiento de las bombas (P-109 y P-111)

Bombas				
HB (m)	Caudal (L/s)	TDH (kPa)	Potencia calculada (HP)	Potencia nominal (HP)
10,31	7,50	129,10	2,64	2,90

Tanque de almacenamiento de agua

Para el dimensionamiento de la tubería y bomba para distribución del agua al sistema de tratamiento de aguas residuales, se consideraron los parámetros que se describen en la Tabla AIV.27.

Tabla AIV.27. Parámetros para el dimensionamiento de la tubería que conectan al tanque de agua (TK-108) con tanque del complejo (TK-102)

Parámetros	Magnitud
Caudal	3,00 L/s
Longitud de la tubería de succión	2,00 m
Longitud de la tubería de descarga	13,00 m
Material de la tubería	PVC

Para determinar las dimensiones de la tubería, se calculó la velocidad de succión (V_s) y la velocidad de descarga (V_d) mediante la Ecuación AIV.5.

Para el cálculo de la velocidad de succión, se consideró una tubería de diámetro nominal 3" cédula 40 con un diámetro interno de 77,93 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_s = \frac{3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1\text{m}^3}{1\,000\text{ L}}}{\pi \times \left(\frac{77,93\text{mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1\text{ cm}^2}{(10\text{ mm})^2} \times \frac{1\text{ m}^2}{(100\text{ cm})^2}}$$

$$v_s = 0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 2,06 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal 3" cédula 40 permitió cumplir con el rango de velocidad de succión para una bomba centrífuga de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

Para el cálculo de la velocidad de descarga, se consideró una tubería de diámetro nominal de 1 1/2" cédula 40 con un diámetro interno de 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$v_d = \frac{3,00 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1\text{m}^3}{1\,000\text{ L}}}{\pi \times \left(\frac{40,89\text{ mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1\text{ cm}^2}{(10\text{ mm})^2} \times \frac{1\text{ m}^2}{(100\text{ cm})^2}}$$

$$v_d = 2,28 \frac{\text{m}}{\text{s}} = 7,50 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Por lo tanto la tubería de diámetro nominal de 1 1/2" cédula 40 permitió cumplir con el rango de velocidad de descarga para una bomba centrífuga de acuerdo a los datos expuesto en la Tabla AIV.2.

En la Tabla AIV.28 se presenta la cantidad de accesorios y el valor de los coeficientes de pérdida (K) en la tubería que conecta el tanque de almacenamiento de agua (TK-108) con el tanque de almacenamiento del complejo (TK-102).

Tabla AIV.28. Accesorios y constante K presentes en la tubería, tanque (TK-108) - tanque de almacenamiento del complejo (TK-102)

Accesorio	Cantidad	Valor K
Válvula de bola	2	10,0
Pérdidas de entrada a la tubería	1	0,5
Codo estándar	3	0,9
Tee estándar	1	1,8
Válvula de retención	1	2,5
Pérdidas a la salida de la tubería	1	1,0

(Streeter, 2000, p. 300)

Una vez que se determinaron los diámetros de la tubería y las velocidades de succión y descarga, se calcularon las pérdidas por fricción y por accesorios.

Pérdidas por fricción y por accesorios en la zona de succión:

La cabeza de pérdidas por fricción en la tubería se determinó mediante la Ecuación AIV.7.

Para determinar la cabeza de pérdidas por fricción en la tubería se determinó el coeficiente de fricción (f), en función al número de Reynolds (Re) y ϵ/D , mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro interno de la tubería 3" cédula 40 es 77,93 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$\text{Re} = \frac{0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 77,93 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 4,45 \times 10^4$$

Para la relación ε/D se consideró una tubería de PVC, material con un coeficiente de rugosidad (ε) de 0,0015 mm (Soriano y Pancorbo, 2012, p. 38).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{77,93 \text{ mm}} = 1,92 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ε/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,022$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 para la tubería de diámetro nominal 4" cédula 40, la cabeza de pérdida por fricción es:

$$h_{fs1} = 0,022 \times \frac{2,00 \text{ m} \times (0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{77,93 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd1} = 0,010 \text{ m}$$

Posteriormente se determinó la cabeza de pérdidas por accesorios en la tubería mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios } s1} = \frac{(0,63 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 \times 10 + 1 \times 0,5 + 1 \times 0,9)$$

$$h_{\text{accesorios } s 1} = 0,23 \text{ m}$$

Pérdidas de cabeza por fricción y accesorios en la zona de descarga:

A partir del procedimiento detallado para el cálculo de las pérdidas por fricción en la zona de succión, se determinó el coeficiente de fricción (f).

El número de Reynolds se determinó a partir de la Ecuación AIV.8. El diámetro interno de la tubería 1 1/2" cédula 40 es 40,89 mm (Mills, 1995, p. 889).

$$\text{Re} = \frac{2,28 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{11 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\text{Re} = 8,45 \times 10^4$$

Para la relación ε/D se consideró una tubería de PVC, material con un coeficiente de rugosidad (ε) de 0,0015 mm (Soriano y Pancorbo, 2012, p. 38).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{40,89 \text{ mm}} = 3,67 \times 10^{-5}$$

A partir del número de Reynolds y la relación ε/D , se determinó gráficamente el coeficiente de fricción (f) mediante el diagrama de Moody presente en la Figura AVIII.5 del Anexo VIII.

$$f = 0,024$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.7 para la tubería de diámetro nominal 3" cédula 80, la cabeza de pérdida por fricción es:

$$h_{fd 1} = 0,024 \times \frac{13,00 \text{ m} \times (2,28 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{40,89 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{fd 1} = 2,02 \text{ m}$$

Posteriormente se determinó la cabeza de pérdidas por accesorios, mediante la Ecuación AIV.9.

$$h_{\text{accesorios d 1}} = \frac{(2,28 \frac{\text{m}}{\text{s}})^2}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times (1 \times 10,0 + 1 \times 1,0 + 2 \times 0,9 + 1 \times 2,5) \text{ m}$$

$$h_{\text{accesorios s 1}} = 4,05 \text{ m}$$

En la Tabla AIV.29 se presentan las velocidades de flujo en las tuberías, el diámetro nominal y la cabeza de pérdidas por fricción y por accesorios.

Tabla AIV.29. Especificaciones de la tubería y las pérdidas por fricción y accesorios de la tubería que conecta el tanque (TK-108) con el tanque (TK-102)

Tramo de tubería	Velocidad (m/s)	Diámetro nominal	Pérdidas por fricción (m)	Pérdidas por accesorios (m)
Tramo de succión	0,63	3" cédula 40	0,01	0,27
Tramo de descarga	2,28	1 1/2" cédula 40	2,02	4,05

AIV.1.7. DIMENSIONAMIENTO DE VÁLVULAS

Para el dimensionamiento y selección de las válvulas, se determinó el coeficiente de flujo de la válvula (Cv) mediante los criterios de diseño expuestos en la Subsección 3.

El valor del Cv se determinó a partir de la Ecuación 3.18 de la Subsección 3. A partir de esta ecuación se presenta un ejemplo de cálculo para el dimensionamiento y selección de la válvula CV-103. Para resolver la Ecuación 3.18 se determinó el flujo máximo del fluido a través de la válvula y la caída de presión.

Cálculo del flujo máximo de operación a través de la válvula

La válvula debe dimensionarse para un flujo máximo 30 % por encima del flujo normal de operación (Sinnott, 2005, p. 201). De acuerdo a los parámetros de diseño

para la tubería que conecta el tanque de almacenamiento (TK-101) al reactor (R-101) presentes en el Anexo AIV.1.6, el caudal máximo de la válvula es:

$$Q = 3,95 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ gal}}{3,78 \text{ L}} \times 1,30$$

$$Q = 81,51 \text{ gpm}$$

Cálculo de la caída de presión a través de la válvula

Se consideró la caída de presión a través de la válvula el 30 % de la caída de presión a través de la tubería (Sinnott, 2005, p. 201). La caída de presión a través de la válvula a condiciones normales de operación es, 84,51 kPa, a partir de los cálculos presentes en el Anexo AIV.1.6.

$$\Delta P = 84,51 \text{ kPa} = 12,26 \text{ psi}$$

$$\Delta P = 12,26 \text{ psi} \times 0,30 = 3,68 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.18 el Cv de la válvula es:

$$C_v = \frac{81,51 \text{ gpm}}{\sqrt{\frac{3,68}{1}}} = 42,49$$

En la Tabla AIV.30 se representa el valor de las Cv de las válvulas que conforman el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales.

Tabla AIV.30. Coeficiente de flujo de la válvula (Cv) para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Válvulas	Q (gpm)	ΔP (psi)	Cv
CV-101	61,90	1,51	20,84
CV-102	10,84	10,51	0,83

Tabla AIV.30. Coeficiente de flujo de la válvula (Cv) para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (continuación...)

Válvulas	Q (gpm)	ΔP (psi)	Cv
CV-103	81,51	3,68	42,49
CV-104	81,51	3,84	41,58
CV-105	12,76	1,17	11,80
CV-106	12,76	1,17	11,80
CV-107	3,37	0,94	4,11
CV-108	3,37	0,94	4,11
CV-109	10,84	10,51	3,42
CV-110	10,84	10,51	3,42
CV-111	61,90	4,33	29,73
CV-112	61,90	4,33	29,73
CV-113	154,76	5,68	64,87
CV-114	0,33	1,47	0,37

AIV.2. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS PARA EL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

AIV.2.1. SOPLADOR 1

Para conducir y comprimir el biogás que sale del biodigestor hacia el filtro de desulfuración, se utilizó un soplador centrífugo.

El soplador permite incrementar la presión del biogás de 50 mbarg a 150 mbarg, de acuerdo a las condiciones de operación establecidas en la Subsección 2. Para el dimensionamiento y selección del soplador se determinó la temperatura de descarga, el cabezal politrópico y la potencia (Sinnott, 2005, pp. 81-86).

Cálculo de la temperatura de descarga (T_2)

La temperatura de descarga se determinó mediante la Ecuación 3.20 de la Subsección 3 a partir de un cálculo iterativo.

Primera Iteración:

Para determinar el valor de la temperatura de descarga se realizó el cálculo del exponente politrópico (m) mediante la Ecuación 3.21 de la Subsección 3. Para resolver la Ecuación 3.21 se consideró una eficiencia de compresión (E_r) del 65,00 % de acuerdo a la Figura AVIII.4 en el Anexo VIII y se realizó el cálculo de γ mediante la Ecuación AIV.20.

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} \quad [\text{AIV.20}]$$

Donde:

C_p : calor específico (kJ/kmol K)

R : constante universal de los gases (8,314 kJ/kmol K)

El C_p del biogás se determinó mediante la Ecuación AIV.21.

$$C_{pM} = \sum_{i=1}^n C_{p_i} \times y_i \quad [\text{AIV.21}]$$

Donde:

C_{pM} : calor específico de la mezcla (J/kmol K)

C_{p_i} : calor específico del componente i ($i=1, 2, 3$) (J/kmol K)

y_i : fracción molar

El C_p de cada componente del biogás se determinó mediante la Ecuación AIV.22.

$$C_p = C_1 + C_2 \times \left[\frac{\frac{C_3}{T}}{\text{Senh}\left(\frac{C_3}{T}\right)} \right]^2 + C_4 \times \left[\frac{\frac{C_5}{T}}{\text{Cosh}\left(\frac{C_5}{T}\right)} \right]^2 \quad [\text{AIV.22}]$$

Donde:

C_p : calor específico (J/kmol K)

Las constantes C_1 , C_2 , C_3 , C_4 y C_5 se tomaron del Manual del Ingeniero Químico (Perry, 2001, pp. 2-185-2-189).

A partir de las ecuaciones anteriores y en función a la composición del biogás descrita en la Tabla AI.4 en el Anexo I, el C_p del biogás a la temperatura de 18 °C (temperatura de succión) es 35,94 kJ/kmol K y el valor de γ es:

$$\gamma = \frac{35,94 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}}{35,94 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} - 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}}$$

$$\gamma = 1,30$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.21 el valor del exponente politrópico (m) para el cálculo de la temperatura de descarga es:

$$m = \frac{(1,30 - 1)}{1,30 \times 0,65}$$

$$m = 0,36$$

Para el cálculo de la temperatura de descarga se conoce el valor de la temperatura de succión (T_1) de 18 °C (temperatura ambiente en el sector de Ubillús), la presión de succión de 50 mbarg y presión de descarga de 150 mbarg.

$$P_1 = 50 \text{ mbar} \times \frac{1 \text{ bar}}{1\,000 \text{ mbar}} + 0,72 \text{ atm} \times \frac{1,013 \text{ bar}}{1 \text{ atm}}$$

$$P_1 = 0,78 \text{ bar} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \text{ bar}} \times \frac{101\,325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}} = 78,02 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 150 \text{ mbar} \times \frac{1 \text{ bar}}{1\,000 \text{ mbar}} + 0,72 \text{ atm} \times \frac{1,013 \text{ bar}}{1 \text{ atm}}$$

$$P_2 = 0,88 \text{ bar} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \text{ bar}} \times \frac{101\,325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}} = 88,02 \text{ kPa}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.20 la temperatura de descarga es:

$$T_2' = 291 \times \left(\frac{0,88}{0,78}\right)^{0,36}$$

$$T_2' = 303,92 \text{ K} = 30,92 \text{ °C}$$

Segunda iteración:

Para el cálculo del exponente politrópico (m) se determinó el C_p del biogás a la temperatura media (T_m). La temperatura media se determinó mediante la Ecuación AIV.23.

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{[AIV.23]}$$

Donde:

T_1 : temperatura de succión (K)

T_2 : temperatura de descarga (K)

$$T_m = \frac{(291,00 + 303,92) \text{ K}}{2} = 297,46 \text{ K}$$

El C_p a la temperatura media se determinó mediante la Ecuación AIV.21. Este valor corresponde a 36,21 kJ/kmol K, por lo tanto el exponente politrópico (m) es 0,36. Al sustituir los valores correspondientes en la Ecuación 3.20 la temperatura de descarga (T_2'') es:

$$T_2'' = 303,92 \text{ K} = 30,92 \text{ }^\circ\text{C}$$

La temperatura T_2' es igual a T_2'' , por lo tanto la temperatura de descarga del soplador 1 es 303,92 K.

Para el cálculo del cabezal politrópico y el cálculo de la potencia del soplador, se consideró el comportamiento ideal del biogás ($Z=1$) a las condiciones de 18°C y $0,72 \text{ atm}$. Según Moran y Shapiro (2004), el factor de compresibilidad (Z) tiende a 1 cuando la presión tiende a cero a temperatura constante (p. 114).

Cálculo del cabezal politrópico

El cabezal politrópico (H_{poli}) se determinó mediante la Ecuación 3.22.

Previo al cálculo de H_{poli} se determinó el valor de (n) a partir de la Ecuación 3.23 de la Subsección 3. Para este cálculo el exponente politrópico (m) es 0,36.

$$n = \frac{1}{1 - 0,36}$$

$$n = 1,56$$

Para determinar el H_{poli} el masa molecular del biogás es $26,73 \text{ kg/kmol}$ de acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla A1.5 en el Anexo I.

$$H_{\text{poli}} = \frac{1 \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \times 291 \text{ K}}{26,73 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \times \left[\frac{1,56}{1,56 - 1} \right] \times \left[\left[\frac{0,88}{0,78} \right]^{\frac{1,56-1}{1,56}} - 1 \right]$$

$$H_{\text{poli}} = 11,16 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Cálculo de la potencia del soplador

La potencia del soplador se determinó mediante la Ecuación 3.24 de la Subsección 3. Para resolver esta ecuación se determinó el flujo másico del biogás

(W) correspondiente al flujo volumétrico de 20,00 m³/h a las condiciones de 18 °C y 0,72 atm mediante la Ecuación A1.22 del Anexo I.

$$n = \frac{0,72 \text{ atm} \times 20,00 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \times 1}{0,082 \frac{\text{L atm}}{\text{mol K}} \times (18 + 273) \text{ K}}$$

$$n = 603,47 \frac{\text{mol}}{\text{h}}$$

La masa molecular del biogás es 26,73 g/mol de acuerdo a la información que se reporta en la Tabla A1.4 en el Anexo I.

$$W = 603,47 \frac{\text{mol}}{\text{h}} \times \frac{26,73 \text{ g}}{1 \text{ mol}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1\,000 \text{ g}}$$

$$W = 16,13 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.24 la potencia es:

$$P = \frac{16,13 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} \times 11,16 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{0,65}$$

$$P = 0,08 \text{ kW}$$

Se asume un sobre dimensionamiento del 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 38).

$$P = 0,08 \text{ kW} \times 1,10$$

$$P = 0,09 \text{ kW}$$

AIV.2.2. SOPLADOR 2

Para inyectar el biogás al gasómetro de almacenamiento, el biogás que sale del filtro de desulfuración se comprime a 1,00 bar (100,02 kPa) mediante un soplador centrífugo. Para el diseño del soplador se conocen las siguientes características de

operación: la temperatura de succión (T_1) de 4,08 °C (temperatura de descarga del soplador 1), la presión de descarga (P_2) y la presión de succión (P_1).

La presión de succión equivale a la diferencia entre la presión de descarga del soplador 1 y la caída de presión a través del filtro desulfuración de 0,13 bar, de acuerdo al cálculo realizado en el Anexo III para el diseño del filtro. Por lo tanto la presión de succión es:

$$P_1 = (0,88 - 0,13) \text{ bar}$$

$$P_1 = 0,75 \text{ bar} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \text{ bar}} \times \frac{101\,325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}}$$

$$P_1 = 75,02 \text{ kPa}$$

El dimensionamiento del soplador 2 se realizó de acuerdo al procedimiento descrito para el dimensionamiento del soplador 1.

Cálculo de la temperatura de descarga (T_2)

La temperatura de descarga se determinó mediante un cálculo iterativo a partir de la Ecuación 3.20.

Primera Iteración:

Para determinar el valor del exponente politrópico (m) mediante la Ecuación 3.21 se realizó el cálculo previo de γ mediante la Ecuación AIV.20. Para determinar el valor de γ , se determinó el C_p del biogás a la temperatura de 4,08 °C a través de la Ecuación AIV.21. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIV.21 el valor del C_p es 36,48 kJ/kmol K. a partir de la composición del biogás descrita en la Tabla AI.5.

$$\gamma = \frac{35,42 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}}{35,42 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} - 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}} = 1,31$$

Por lo tanto, para una eficiencia de compresión (E_f) del 65,00 % de acuerdo a la Figura AVIII.4 en el Anexo VIII el exponente politrópico (m) es:

$$m = \frac{(1,31 - 1)}{1,31 \times 0,65}$$

$$m = 0,36$$

Cálculo de la temperatura de descarga

La temperatura de descarga se determinó mediante la Ecuación 3.20.

$$T_2' = 277,08 \times \left(\frac{1,00}{0,75}\right)^{0,36}$$

$$T_2' = 307,31 \text{ K} = 34,31 \text{ °C}$$

Segunda iteración:

Para el cálculo del exponente politrópico (m), el C_p del biogás se determinó a la temperatura media.

La temperatura media se determinó mediante la Ecuación AIV.23.

$$T_m = \frac{(277,08 + 307,31) \text{ K}}{2} = 292,20 \text{ K}$$

A esta temperatura el C_p es 35,99 kJ/kmol K, por lo tanto el exponente politrópico (m) es 0,36. Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.20 la temperatura de descarga (T_2'') es:

$$T_2'' = 307,31 \text{ K} = 34,31 \text{ °C}$$

El valor de T_2'' es igual a T_2' por lo tanto la temperatura de descarga del soplador 2 es 307,31 K.

Para el cálculo del cabezal politrópico y el cálculo de la potencia del soplador, se consideró el comportamiento ideal del biogás ($Z=1$) a las condiciones de 4,08 °C y 0,75 bar (temperatura y presión de succión del biogás para el soplador S-102). Según Moran y Shapiro (2004), el factor de compresibilidad (Z) tiende a 1 cuando la presión tiende a cero a temperatura constante (p. 114).

Cálculo del cabezal politrópico

El cabezal politrópico (H_{poli}) se determinó mediante la Ecuación 3.22.

Previo al cálculo de H_{poli} se determinó el valor de (n) a partir de la Ecuación 3.23. Para este cálculo el exponente politrópico (m) es 0,36.

$$n = \frac{1}{1 - 0,36} = 1,56$$

Para determinar el H_{poli} el masa molecular del biogás es 26,73 kg/kmol de acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla AI.5 en el Anexo I.

$$H_{\text{poli}} = \frac{1 \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \times 278,08 \text{ K}}{26,73 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \times \left[\frac{1,56}{1,56 - 1} \right] \times \left[\left[\frac{1,0}{0,75} \right]^{\frac{1,56-1}{1,56}} - 1 \right]$$

$$H_{\text{poli}} = 26,21 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Cálculo de la potencia del soplador

La potencia del soplador se determinó mediante la Ecuación 3.24. Para este cálculo el flujo másico del biogás (W) es:

$$W = 16,13 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.28 de la Subsección 3, la potencia es:

$$P = \frac{16,13 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} \times 26,21 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{0,65}$$

$$P = 0,18 \text{ kW}$$

Se asume un sobre dimensionamiento del 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 38).

$$P = 0,18 \text{ kW} \times 1,10$$

$$P = 0,20 \text{ kW}$$

AIV.2.2. COMPRESOR

Para inyectar el biogás al generador de energía, el biogás se comprime de 50 mbarg (presión dentro del gasómetro) a 3,50 bar (especificación técnica del generador de energía) mediante un compresor de una sola etapa. El dimensionamiento del compresor se realizó de forma similar a dimensionamiento del soplador 1 y 2.

La presión de succión (P_1) es:

$$P_1 = 50 \text{ mbar} \times \frac{1 \text{ bar}}{1\,000 \text{ mbar}} + 0,72 \text{ atm} \times \frac{1,013 \text{ bar}}{1 \text{ atm}}$$

$$P_1 = 0,78 \text{ bar} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \text{ bar}} \times \frac{101\,325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}} = 78,02 \text{ kPa}$$

La presión de descarga (P_2) es:

$$P_2 = 3,50 \text{ bar} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \text{ bar}} \times \frac{101\,325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}} = 350,09 \text{ kPa}$$

Cálculo de la temperatura de descarga (T_2)

La temperatura de descarga se determinó mediante un cálculo iterativo a partir de la Ecuación 3.20 de la Subsección 3. Para determinar el valor de la temperatura de

descarga, se conoce el valor de la temperatura de succión (T_1) de 18 °C (temperatura ambiente en el sector de Ubillús).

Primera Iteración:

Previo el cálculo de la temperatura de descarga, se determinó el exponente politrópico (m) mediante la Ecuación 3.21. Para este cálculo se consideró una eficiencia de compresión (E_f) del 65,00 % de acuerdo a la Figura AVIII.4 en el Anexo VIII. Para determinar el valor del exponente politrópico (m) se realizó el cálculo de γ mediante la Ecuación AIV.20. Para el cálculo de γ , se determinó el C_p del biogás mediante la Ecuación AIV.21 a la temperatura de 18 °C, a esta condición el C_p es 36,19 kJ/kmol K. en función a la composición de biogás descrita en la Tabla AI.5.

$$\gamma = \frac{36,19 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}}{36,19 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} - 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}}}$$

$$\gamma = 1,30$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.21 el exponente politrópico (m) es:

$$m = \frac{(1,30 - 1)}{1,30 \times 0,65} = 0,36$$

Y la temperatura de descarga del compresor es:

$$T_2' = 291,00 \times \left(\frac{3,50}{0,78}\right)^{0,36}$$

$$T_2' = 499,58 \text{ K} = 226,58 \text{ °C}$$

Segunda iteración:

Para el cálculo del exponente politrópico (m) el C_p del biogás se determinó a la temperatura media. Este valor se determinó mediante la Ecuación AIV.23.

$$T_m = \frac{(291,00 + 499,58) \text{ K}}{2} = 395,29 \text{ K}$$

A la temperatura media se determinó el valor del Cp del biogás mediante la Ecuación AIV.21. A esta temperatura el Cp es 38,41 kJ/kmol K y el valor del exponente politrópico (m) es 0,34.

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.20 la temperatura de descarga (T_2'') es:

$$T_2'' = 484,80 \text{ K} = 211,80 \text{ °C}$$

Tercera iteración:

Para el cálculo del exponente politrópico (m) el Cp del biogás se determinó a la temperatura media. Este valor se determinó mediante la Ecuación AIV.23.

$$T_m = \frac{(291,00 + 484,80) \text{ K}}{2} = 387,90 \text{ K}$$

A la temperatura media el Cp del biogás es 38,30 kJ/kmol K por lo tanto el valor del exponente politrópico (m) es 0,34.

A reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.20 de la Subsección 3 la temperatura de descarga T_2''' es:

$$T_2''' = 484,80 \text{ K} = 211,80 \text{ °C}$$

El valor de T_2'' es igual a T_2''' por lo tanto la temperatura de descarga del compresor es 484,80 K.

Para el cálculo del cabezal politrópico y el cálculo de la potencia del compresor, se consideró el comportamiento ideal del biogás ($Z=1$) a las condiciones de

18 °C y 0,78 bar (temperatura ambiente del sector de Ubillús y presión de operación del gasómetro de almacenamiento de biogás). Según Moran y Shapiro (2004), el factor de compresibilidad (Z) tiende a 1 cuando la presión tiende a cero a temperatura constante (p. 114).

Cálculo del cabezal politrópico

La potencia politrópica del soplador (H_{poli}) se determinó mediante la Ecuación 3.22.

Previo al cálculo de H_{poli} se determinó el valor de (n) a partir de la Ecuación 3.23. Para este cálculo el exponente politrópico (m) es 0,34.

$$n = \frac{1}{1 - 0,34}$$

$$n = 1,52$$

Para determinar el H_{poli} el masa molecular del biogás es 26,73 kg/kmol de acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla AI.5 en el Anexo I.

$$H_{poli} = \frac{1 \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \times 291 \text{ K}}{26,73 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \times \left[\frac{1,52}{1,52 - 1} \right] \times \left[\left[\frac{3,50}{0,78} \right]^{\frac{1,52-1}{1,52}} - 1 \right]$$

$$H_{poli} = 177,60 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Cálculo de la potencia del soplador

La potencia del soplador se determinó mediante la Ecuación 3.24 de la Subsección 3. El flujo másico del biogás (W) es:

$$W = 16,13 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.24, la potencia es:

$$P = \frac{16,13 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} \times 177,60 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{0,65} = 1,22 \text{ kW}$$

Se asume un sobre dimensionamiento del 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 38).

$$P = 1,22 \text{ kW} \times 1,10 = 1,34 \text{ kW}$$

AIV.2.3. DIMENSIONAMIENTO DE LA TUBERÍA DE CONDUCCIÓN DE BIOGÁS

Según Nogués et al. (2010), las velocidades permisibles para la conducción del biogás dentro de tuberías a presiones por debajo de 6 bar deben ser menores a 5 m/s (p. 293). Para el dimensionamiento de la tubería se determinó la velocidad de flujo del biogás mediante la Ecuación AIV.5 y se consideró una tubería de diámetro nominal 1 ½" cédula 40 con un diámetro interno de 40,894 mm (ASME B31.8, 2003, p. 42). El flujo de biogás es de 15,00 m³/h.

$$v = \frac{20,00 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{\pi \times \left(\frac{40,894 \text{ mm}}{2}\right)^2 \times \frac{1 \text{ cm}^2}{(10 \text{ mm})^2} \times \frac{1 \text{ m}^2}{(100 \text{ cm})^2}} = 4,23 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La tubería de diámetro nominal 1 ½" cédula 40 permitió determinar un valor de velocidad por debajo de 5 m/s de acuerdo a los criterios de diseño de la Subsección 3.

AIV.2.4. FILTRO DE DESULFURACIÓN

Para el diseño del filtro de desulfuración se realizó la selección del material de adsorción, se determinó la velocidad mínima de fluidización, el diámetro y altura del lecho, además se realizó el cálculo de la caída de presión.

En la Tabla AIV.31 se presentan las propiedades físicas del material de adsorción que se coloca dentro del filtro de desulfuración para la remoción del H₂S. El material de adsorción está conformado por pellets cilíndricos de óxido de hierro (Fe₂O₃).

Tabla AIV.31. Propiedades técnicas de los pellets de óxido de hierro

Porosidad (ϵ)	50-60 %
Diámetro de partícula (dp)	20 mm
Densidad (ρ_s)	0,85 kg/L
Composición	25-30 % Fe ₂ O ₃

(Shenzhen Puxin Technology, 2017, p. 1)

Cálculo del diámetro y longitud del filtro

Para el dimensionamiento del filtro de desulfuración se realizó el cálculo del volumen del lecho filtrante (pellets de óxido de hierro). Se planteó el diseño de un filtro con la capacidad de operación mensual de 30 días.

De acuerdo al proceso de adsorción seca para la remoción del H₂S (componente del biogás), el H₂S reacciona sobre el óxido de hierro (Fe₂O₃) y precipita como sulfuro de hierro (Fe₂S₃) de acuerdo a la Ecuación AIV.24.



Para determinar el volumen del lecho filtrante se realizó el cálculo de la masa de Fe₂O₃ a partir de la relación estequiometría entre el H₂S y el Fe₂O₃.

De acuerdo a la composición del biogás presente en la Tabla AI.4 del Anexo I, el flujo diario de H₂S en la corriente de biogás es:

$$m_{\text{H}_2\text{S}} = 0,04 \frac{\text{kg H}_2\text{S}}{\text{día}}$$

Por lo tanto la masa de Fe₂O₃ necesaria para la remoción de 0,04 kg de H₂S es:

$$m_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 0,04 \frac{\text{kg H}_2\text{S}}{\text{día}} \times \frac{1\,000\text{ g}}{1\text{ kg}} \times \frac{1\text{ mol H}_2\text{S}}{34\text{ g H}_2\text{S}} \times \frac{1\text{ mol Fe}_2\text{O}_3}{3\text{ mol H}_2\text{S}} \times \frac{159,69\text{ g Fe}_2\text{O}_3}{1\text{ mol Fe}_2\text{O}_3}$$

$$m_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 62,62 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

Para la operación mensual del filtro (30 días), la masa de Fe_2O_3 que debe colocarse en el filtro de desulfuración es:

$$m_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 62,62 \frac{\text{g}}{\text{día}} \times 30\text{ días}$$

$$m_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 1\,878,60\text{ g} = 1,88\text{ kg}$$

Para el cálculo de la masa del lecho filtrante, en la Tabla AIV.31 se presenta la composición de Fe_2O_3 en los pellets de adsorción. Los pellets contienen un 25 % de Fe_2O_3 .

$$m_{\text{pellet}} = 1\,878,60\text{ g Fe}_2\text{O}_3 \times \frac{100}{25}$$

$$m_{\text{pellet}} = 7\,514,40\text{ g} \times \frac{1\text{ kg}}{1\,000\text{ g}}$$

$$m_{\text{pellet}} = 7,51\text{ kg}$$

Para determinar el volumen del lecho filtrante (pellets de Fe_2O_3) la densidad del material es 0,85 kg/L de acuerdo a los datos de la Tabla AIV.31.

$$V = \frac{7,51\text{ kg}}{0,85 \frac{\text{kg}}{\text{L}} \times \frac{1\,000\text{ L}}{1\text{ m}^3}}$$

$$V = 8,84 \times 10^{-3}\text{ m}^3$$

A partir del volumen del lecho filtrante se realizó el cálculo del diámetro y la altura del filtro de desulfuración. Para el diseño del filtro se consideró la relación diámetro altura H/D de 4,5 con base en los criterios de diseño presentes en la Subsección 3.

El diámetro del lecho filtrante se determinó mediante la Ecuación AIII.1.

$$D = \sqrt[3]{\frac{8,84 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \times 4,00}{\pi \times 4,5}}$$

$$D = 0,14 \text{ m}$$

El diámetro de 0,14 m corresponde al diámetro del filtro de desulfuración. A partir del diámetro se determinó la altura del lecho filtrante.

$$H = 0,14 \text{ m} \times 4,5$$

$$H = 0,63 \text{ m}$$

Según Ramírez (2008), en sistemas que operan en flujo ascendente, la altura del filtro se sobredimensiona en un 15 % con respecto a la altura del lecho (pp. 40-41).

$$H = 0,63 \text{ m} \times 1,15$$

$$H = 0,72 \text{ m}$$

Cálculo de la velocidad mínima de fluidización (U_{mf})

El valor de la velocidad mínima de fluidización se determinó mediante la Ecuación 3.25 presente en la Subsección 3.

Las propiedades del biogás para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización se determinaron a la temperatura de 30,92 °C (temperatura del biogás posterior a la compresión en el soplador S-101).

$$U_{mf} = \frac{\mu_g}{d_p \times \rho_g} \left[\left[(33,7)^2 + 0,0408 \times \frac{d_p^3 \times \rho_g \times (\rho_s - \rho_g) \times g}{\mu_g^2} \right]^{\frac{1}{2}} - 33,7 \right]$$

Las propiedades del sólido (pelles de óxido de hierro) son: densidad (ρ_s) 850,0 kg/m³ (Shenzhen Puxin Technology, 2017, p. 1). Las propiedades del biogás a 30,92 °C son: viscosidad (μ_g) 1,49x10⁻⁴ Poise y densidad (ρ_g) 0,93 kg/m³. La densidad del biogás se determinó mediante la Ecuación AVI.25.

$$\rho = \frac{P \times PM}{Z \times R \times T} \quad [\text{AIV.25}]$$

Donde:

ρ : densidad (g/L)

PM: masa molecular (g/mol)

Z: coeficiente de compresibilidad

R: constante universal de los gases (0,082 L atm/mol K)

T: temperatura (K)

La viscosidad del biogás se determinó mediante la Ecuación AIV.26.

$$\frac{PM_{mezcla}}{\mu_{mezcla}} = \sum_{i=1}^n \frac{y_i \times PM}{\mu_i} \quad [\text{AIV.26}]$$

Donde:

μ_{mezcla} : viscosidad del biogás (Poise)

y_i : fracción molar de un componente (i=1, 2, 3)

PM: masa molecular (g/mol)

μ_i : viscosidad de un componente (i=1,2,3) (Poise)

Para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización la Ecuación 3.25 de la Subsección 3 se reordenó a la siguiente expresión:

$$U_{mf} = \frac{\mu_g}{d_p \times \rho_g} \left[\left[(33,7)^2 + 0,0408 \times \frac{d_p^3 \times \rho_g \times (\rho_s - \rho_g) \times g}{\mu_g^2} \right]^{\frac{1}{2}} - 33,7 \right]$$

Para facilitar el cálculo de U_{mf} se asignó a la variable A, a la siguiente expresión.

$$A = \frac{d_p^3 \times \rho_g \times (\rho_s - \rho_g) \times g}{\mu_g^2}$$

$$A = \frac{(2,00 \text{ cm})^3 \times 0,93 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \times \left(0,85 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} - 0,93 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}\right) \times 981,00 \frac{\text{cm}}{\text{s}^2}}{(1,49 \times 10^{-4} \text{ Poise})^2}$$

$$A = 2,79 \times 10^8$$

Al reemplazar los valores correspondientes la U_{mf} es:

$$U_{mf} = \frac{1,49 \times 10^{-4} \text{ Poise}}{2,00 \text{ cm} \times 0,93 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}} \times \left[\left[(33,7)^2 + 0,0408 \times 2,79 \times 10^8 \right]^{\frac{1}{2}} - 33,7 \right]$$

$$U_{mf} = 267,59 \frac{\text{L}}{\text{s pies}^2} = 10\,369,13 \frac{\text{m}^3}{\text{h m}^2}$$

Cálculo de la caída de presión

La caída de presión a través del filtro de desulfuración se determinó mediante la ecuación de Ergun, esta expresión se presenta mediante la Ecuación 3.26 de la Subsección 3. Esta ecuación es válida para régimen laminar y régimen turbulento (McCabe et al., 2007, pp. 173-177).

Para el cálculo de la caída de presión, la viscosidad del biogás a la temperatura de 30,98 °C (temperatura del biogás posterior a la compresión en el soplador S-101) es 0,0149 Pa.s y la velocidad superficial de fluidización de $v=U_{mf}$ es 10 369,13 m³/m²h (2,88 m/s). Las características físicas del material de adsorción (pellets de óxido de hierro) se presentan en la Tabla AIV.31.

Los valores correspondientes se reemplazaron en la Ecuación 3.26 para el cálculo de la caída de presión a través del filtro de desulfuración. La altura del lecho filtrante (L) es 0,63 m de acuerdo al dimensionamiento de filtro.

$$\Delta P = L \times \left(\frac{150 \times u_F \times v \times (1 - \varepsilon)^2}{d_p^2 \times \varepsilon^3 \times \varphi^2} + \frac{1,75 \times \rho_f \times v^2 \times (1 - \varepsilon)}{d_p \times \varepsilon^3 \times \varphi} \right)$$

$$\Delta P = L \times (A + B)$$

Cálculo de las variables A y B

$$A = \frac{150 \times 0,0149 \text{ Pa} \cdot \text{s} \times 2,88 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times (1 - 0,55)^2}{(0,02 \text{ m})^2 \times 0,55^3 \times 1^2} = 19\,586,06$$

$$B = \frac{1,75 \times 0,93 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(2,88 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 \times (1 - 0,55)}{0,02 \text{ m} \times 0,55^3 \times 1} = 1\,825,58$$

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación 3.26 la caída de presión a través del filtro es:

$$\Delta P = 0,63 \text{ m} \times (19\,586,06 + 1\,825,58)$$

$$\Delta P = 13\,489,33 \text{ Pa}$$

$$\Delta P = 0,13 \text{ atm} = 0,13 \text{ bar}$$

AIV.2.5. BOLSA DE ALMACENAMIENTO DE BIOGÁS

El volumen de operación de la bolsa de almacenamiento de biogás (gasómetro) se determinó mediante la Ecuación AI.22, en función a la producción diaria de biogás y a las condiciones de operación del gasómetro de 18 °C y 50 mbarg (0,78 bar presión absoluta). A las condiciones de operación, se consideró el comportamiento ideal del biogás (Z=1). Según Moran y Shapiro (2004), el factor de compresibilidad (Z) tiende a 1 cuando la presión tiende a cero a temperatura constante (p. 114).

Para el cálculo del volumen de operación, la cantidad de biogás que ingresa a la etapa de almacenamiento posterior al proceso de purificación y condensación es 49,43 kg/día (1844,60 mol de biogás/día) de acuerdo al cálculo realizado en el Anexo AI.2.3. Al reemplaza los valores correspondientes en la Ecuación AI.22 del Anexo I, el volumen de operación del gasómetro es:

$$V_{op} = \frac{1\,844,60 \text{ mol biogás} \times 0,082 \frac{\text{L atm}}{\text{mol K}} \times (18 + 273)\text{K}}{0,78 \text{ bar} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \text{ bar}}}$$

$$V_{op} = 57\,164,17 \text{ L} = 57,16 \text{ m}^3$$

Para el cálculo del volumen nominal se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nom} = 57,16 \text{ m}^3 \times 1,20 = 68,59 \text{ m}^3$$

Para el dimensionamiento del gasómetro se consideró la relación diámetro altura H/D de 2. El diámetro del gasómetro cilíndrico se determinó mediante la Ecuación AIII.1 del Anexo III.

$$D = \sqrt[3]{\frac{68,59 \text{ m}^3 \times 4}{\pi \times 2}} = 3,52 \text{ m}$$

A partir del diámetro se determinó la altura gasómetro.

$$H = 3,52 \text{ m} \times 2$$

$$H = 7,04 \text{ m}$$

Con la finalidad de evitar la instalación de equipos de almacenamiento de biogás de gran volumen y mejorar las condiciones de operación, se planteó almacenar el biogás en dos gasómetros de características físicas semejantes. Por lo tanto el volumen de operación es:

$$V_{op} = \frac{57,16 \text{ m}^3}{2}$$

$$V_{op} = 28,58 \text{ m}^3$$

Para el cálculo del volumen nominal del gasómetro se consideró un incremento del 20 % sobre el dimensionamiento (Lombeida, 2015, p. 111).

$$V_{nom} = 28,58 \text{ m}^3 \times 1,20$$

$$V_{nom} = 34,30 \text{ m}^3$$

Para el dimensionamiento del gasómetro se consideró la relación diámetro altura H/D de 2. El diámetro del gasómetro cilíndrico se determinó mediante la Ecuación AIII.1 del Anexo III.

$$D = \sqrt[3]{\frac{34,30 \text{ m}^3 \times 4}{\pi \times 2}}$$
$$D = 2,80 \text{ m}$$

A partir del diámetro se determinó la altura gasómetro.

$$H = 2,80 \text{ m} \times 2$$

$$H = 5,60 \text{ m}$$

ANEXO V

PRESIÓN DE OPERACIÓN Y DISEÑO PARA EL PFD Y P&ID

AV.1 SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

La presión de operación de los equipos propuestos para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales se determinó mediante la Ecuación AV.1

$$P_{op} = \rho \times \delta \times H \quad [AV.1]$$

Donde:

- P_{op} : presión de operación (Pa)
- ρ : densidad del líquido (kg/m^3)
- g : aceleración gravitacional (m/s^2)
- H : altura del líquido (m)

La presión de diseño de los equipos propuestos para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales se determinó mediante la Ecuación AV.2.

$$P_{dis} = P_{op} + P_{atm} \quad [AV.2]$$

Donde:

- P_{dis} : presión de diseño (psi)
- P_{op} : presión de operación (psi)
- P_{atm} : presión atmosférica (psi)

Cálculo de la presión de operación y de diseño del tanque de almacenamiento del efluente (TK-101).

Presión de operación:

$$P_{op} = 997,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,58 \text{ m}$$

$$P_{op} = 44\,809,84 \text{ Pa} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{101\,325 \text{ Pa}}$$

$$P_{op} = 6,50 \text{ psi} = 44,80 \text{ kPa}$$

Presión de diseño:

La presión atmosférica en Quito es 10,58 psi (0,72 atm).

$$P_{dis} = (6,50 + 10,58) \text{ psi}$$

$$P_{dis} = 17,08 \text{ psi} = 117,73 \text{ kPa}$$

En la Tabla AV.1 se representan las presiones de operación y de diseño de los equipos principales que constituyen parte del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales. Estos valores se determinaron de acuerdo al cálculo realizado para determinar la presión de operación y de diseño del tanque de almacenamiento del efluente.

Tabla AV.1. Presiones de operación y de diseño de los equipos principales del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Equipo	Presión de operación (kPa)	Presión de diseño (kPa)
Tanque de almacenamiento del efluente	44,80	117,73
Tanque del complejo	21,10	94,05
Reactor	31,90	104,85
Tanque de sedimentación	10,76	83,72
Tanque de neutralización	32,14	105,09

AV.2. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

La presión de operación y la presión de diseño de los equipos propuestos para el sistema de recuperación de biogás se determinaron mediante las Ecuaciones AV.1 y AV.2.

Ejemplo de cálculo de la presión de operación y de diseño en el biodigestor FAFA.

El biodigestor tiene una presión de operación de 50 mbarg con base a las condiciones de operación presentes en la Subsección 2.

Presión de operación:

$$P_{op} = 50 \text{ mbar} \times \frac{1 \text{ bar}}{1\,000 \text{ mbar}} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \text{ bar}} + 0,72 \text{ atm}$$

$$P_{op} = 0,77 \text{ atm} = 78,02 \text{ kPa}$$

Presión de diseño:

La presión atmosférica en Quito es 0,72 atm

$$P_{diseño} = 78,02 \text{ kPa} + 0,72 \text{ atm} \times \frac{10\,1325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}}$$

$$P_{diseño} = 154,97 \text{ kPa}$$

En la Tabla AV.2 se representan las presiones de operación y de diseño de los equipos principales que constituyen parte del sistema de recuperación de biogás.

Tabla AV.2. Presiones de operación y de diseño de los equipos principales del sistema de recuperación de biogás

Equipo	Presión de operación (kPa)	Presión de diseño (kPa)
Biodigestor FAFA	78,02	150,97

Tabla AV.2. Presiones de operación y de diseño de los equipos principales del sistema de recuperación de biogás (continuación...)

Equipo	Presión de operación (kPa)	Presión de diseño (kPa)
Filtro de desulfuración	88,02	160,97
Gasómetro	78,02	150,97

Cálculo de la altura dinámica total (TDH) para los equipos de impulsión: soplador (1 y 2) y compresor.

Ejemplo de cálculo del TDH para el soplador 1.

De acuerdo a las condiciones de operación establecidas en la Subsección 2, el soplador 1 permite incrementar la presión del biogás de 50 mbar a 150 mbar.

Presión de succión:

$$P_s = 50 \text{ mbar} \times \frac{1 \text{ bar}}{1\,000 \text{ mbar}} + 0,72 \text{ atm} \times \frac{1,013 \text{ bar}}{1 \text{ atm}}$$

$$P_s = 0,78 \text{ bar} = 78,02 \text{ kPa}$$

Presión de descarga:

$$P_d = 150 \text{ mbar} \times \frac{1 \text{ bar}}{1\,000 \text{ mbar}} + 0,72 \text{ atm} \times \frac{1,013 \text{ bar}}{1 \text{ atm}}$$

$$P_d = 0,88 \text{ bar} = 88,02 \text{ kPa}$$

TDH para el soplador 1:

$$TDH = P_d - P_s$$

$$TDH = (88,02 - 78,02) \text{ kPa}$$

$$TDH = 10,00 \text{ kPa}$$

En la Tabla AV.3 se presenta TDH de los equipos de impulsión que se ubican en la línea de recuperación de biogás.

Tabla AV.3. Carga dinámica total (TDH) de los equipos de impulsión del biogás

Equipo	Presión de succión (kPa)	Presión de descarga (kPa)	TDH (kPa)
Soplador 1	78,02	88,02	10,00
Soplador 2	76,02	100,02	24,00
Compresor	78,02	350,09	272,07

ANEXO VI

TEMPERATURA DE OPERACIÓN Y DISEÑO PARA EL PFD Y P&ID

AVI.1 SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

La temperatura de operación del sistema de tratamiento de aguas residuales corresponde a la temperatura del efluente, este valor es 17,50 °C de acuerdo a informes de caracterización del efluente otorgados por la EPMAPS.

Para determinar la temperatura de diseño de los equipos y tuberías, se consideró un incremento de 10 °C (18 °F) sobre la temperatura máxima de operación de acuerdo a los criterios de diseño presentes en la Subsección 3.

La temperatura máxima de operación es 18 °C (temperatura ambiente del sector de Ubillús). La temperatura de diseño se determinó mediante la Ecuación AVI.1.

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{máx op}} + 10 \text{ °C} \quad [\text{AVI.1}]$$

Donde:

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

$T_{\text{máx op}}$: temperatura máxima de operación (°C)

A partir de la Ecuación AVI.1 se presenta un ejemplo de cálculo de la temperatura de diseño de los reactores.

$$T_{\text{diseño}} = (18 + 10) \text{ °C}$$

$$T_{\text{diseño}} = 28 \text{ °C}$$

En la Tabla AVI.1 se presenta la temperatura máxima de operación del efluente y la temperatura de diseño de los equipos que conforman la línea de tratamiento de aguas residuales mediante el proceso Fenton modificado con EDTA.

Tabla AVI.1. Temperatura máxima de operación y de diseño de los equipos que conforman el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Equipo	Temperatura de operación (°C)	Temperatura máxima de operación (°C)	Temperatura de diseño (°C)
Tanque de formación y acondicionamiento del complejo	17,50	18,00	28,00
Tanque de almacenamiento	17,50	18,00	28,00
Reactor	17,50	18,00	28,00
Tanque de sedimentación	17,50	18,00	28,00
Tanque de neutralización	17,50	18,00	28,00

AVI.2. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

En la Tabla AVI.2 se muestra la temperatura del biogás y la temperatura de operación de los equipos que conforman parte del sistema de recuperación de biogás de acuerdo a los cálculos realizados en el Anexo IV.

Tabla AVI.2. Temperaturas de operación de los equipos que conforman el sistema de recuperación de biogás

Equipo	Temperatura de operación (°C)
Biodigestor FAFA	18,00
Ingreso al soplador 1	18,00
Salida del soplador 1	30,92
Ingreso al soplador 2	4,08
Salida del soplador 2	34,31
Gasómetro	18,00

ANEXO VII

TIEMPO DE OPERACIÓN

Para estimar el tiempo de operación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales mediante la aplicación del proceso Fenton modificado, se consideró el tiempo de bombeo, el tiempo de carga y descarga del efluente en cada equipo que conforma parte del proceso y el tiempo necesario para el desarrollo de cada una de las etapas de tratamiento (reacción, coagulación, sedimentación y neutralización).

El tiempo de bombeo y el tiempo de carga y descarga se determinaron mediante la Ecuación AVII.1.

$$T = \frac{V}{Q} \quad [AVII.1]$$

Donde:

T: tiempo (s)

V: volumen (m³)

Q: caudal (m³/s)

Para determinar el tiempo de bombeo, se consideró el caudal de operación de los equipos de impulsión y el volumen de efluente o reactivo que debe transportarse.

Ejemplo de cálculo del tiempo de bombeo para el transporte de efluente desde el tanque de almacenamiento de efluente (TK-101) a los reactores (R-101A y R-101B). El volumen de efluente que ingresa a los reactores para el tratamiento complementario es 4,86 m³ de acuerdo a los cálculos realizados en el Anexo AI.

El caudal de impulsión para la bomba (P101A/B) es 3,95 L/s acuerdo a los cálculos realizados en el Anexo AIV.1.6.

$$T = \frac{4,86 \text{ m}^3}{3,95 \frac{\text{L}}{\text{s}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}}$$

$$T = 20,51 \text{ min}$$

En la Tabla AVII.1 se presenta el volumen, caudal y tiempo de bombeo del efluente y reactivos para el tratamiento de un lote de efluente.

Tabla AVII.1. Volumen, caudal y tiempo de bombeo para el transporte del efluente y reactivos, sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

<i>Sistema</i>	<i>Bomba</i>	<i>Volumen (L)</i>	<i>Caudal (L/s)</i>	<i>Tiempo de bombeo (min)</i>
<i>Tanque que almacenamiento de efluente-reactores</i>	<i>P-101A/B</i>	<i>4 860</i>	<i>3,95</i>	<i>20,51</i>
<i>Tanque de almacenamiento de NaOH-reactores</i>	<i>P-103A/B</i>	<i>252,11</i>	<i>0,56</i>	<i>7,50</i>
<i>Tanque de almacenamiento de NaOH-tanque de complejo</i>	<i>P-103A/B</i>	<i>77,99</i>	<i>0,56</i>	<i>2,32</i>
<i>Reactores-sedimentador</i>	<i>P-105A/B</i>	<i>5 219</i>	<i>3,00</i>	<i>29,00</i>
<i>Sedimentador-tanque de neutralización</i>	<i>P-109A/B</i>	<i>10 312</i>	<i>7,50</i>	<i>22,91</i>
<i>Descarga tanque de neutralización</i>	<i>P-110A/B</i>	<i>10 312</i>	<i>7,50</i>	<i>22,91</i>
<i>Tanque de almacenamiento de agua- tanque de complejo</i>	<i>P-103A/B</i>	<i>250,32</i>	<i>0,56</i>	<i>7,45</i>

En la Tabla AVII.2 se presenta el volumen, caudal y tiempo necesario para el flujo por gravedad de los reactivos a las etapas que conforman el tratamiento complementario del efluente.

Tabla AVII.2. *Volumen, caudal y tiempo de bombeo para el transporte de los reactivos, sistema complementario de tratamiento de aguas residuales*

<i>Sistema</i>	<i>Volumen (L)</i>	<i>Caudal (L/s)</i>	<i>Tiempo (min)</i>
<i>Tanque que complejo-reactores</i>	<i>371,12</i>	<i>0,62</i>	<i>9,98</i>
<i>Tanque de almacenamiento de H₂O₂-reactores</i>	<i>58,75</i>	<i>0,16</i>	<i>6,12</i>
<i>Tanque de almacenamiento de H₂SO₄-tanque de neutralización</i>	<i>1,82</i>	<i>0,01</i>	<i>3,04</i>

En la Tabla AVII.3 se presenta el tiempo necesario para el desarrollo de la etapa de reacción, coagulación, sedimentación y neutralización de acuerdo a los resultados obtenidos por el proyecto de referencia (Naranjo, 2017, p. 9).

Tabla AVII.3. *Tiempo necesario para el desarrollo de las etapas de tratamiento del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales*

<i>Sistema</i>	<i>Tiempo (min)</i>
<i>Formación del complejo Fe-EDTA</i>	<i>30,00</i>
<i>Reacción</i>	<i>15,00</i>
<i>Coagulación*</i>	<i>5,00</i>
<i>Neutralización**</i>	<i>15,00</i>

(*Aguilar, 2002, p. 115; **Bernal et al, 2000, p. 405)

En la Tabla AVII.4 se presenta el tiempo estimado para el tratamiento de un lote de efluente. Se consideró un factor de seguridad del 10 % sobre el tiempo normal de operación. Este porcentaje del tiempo se asignó para actividades de limpieza de los equipos.

Tabla AVII.4. Tiempo de operación total para el tratamiento de un lote de efluente

Etapa	Actividades	Tiempo (min)	Tiempo + 10 % (min)
Preparación y acondicionamiento del complejo	Preparación de soluciones concentradas	15,00	16,50
	Formación y acondicionamiento del complejo	30,00	33,00
	Acondicionamiento	5,00	5,50
Reacción	Carga del reactor	20,51	22,56
	Alimentación H ₂ O ₂ y complejo	16,10	17,71
	Reacción	15,00	16,50
Coagulación	Adición de la solución de NaOH	7,50	8,25
	Coagulación	5,00	5,50
	Descarga del reactor	29,00	31,90
Sedimentación	Sedimentación	72,60	79,86
Neutralización	Carga del tanque de neutralización	22,91	25,20
	Adición de H ₂ SO ₄	3,04	3,34
	Reacción de neutralización	15,00	16,50
	Descarga del tanque de neutralización	22,91	25,20

Por lo tanto el tiempo de operación de un lote de efluente es 4,21 h este valor no considera el tiempo necesario para la preparación del complejo.

ANEXO VIII

CURVAS DE PERACIÓN DE SISTEMAS DE IMPULSIÓN

AVIII.1. BOMBAS CENTRÍFUGAS

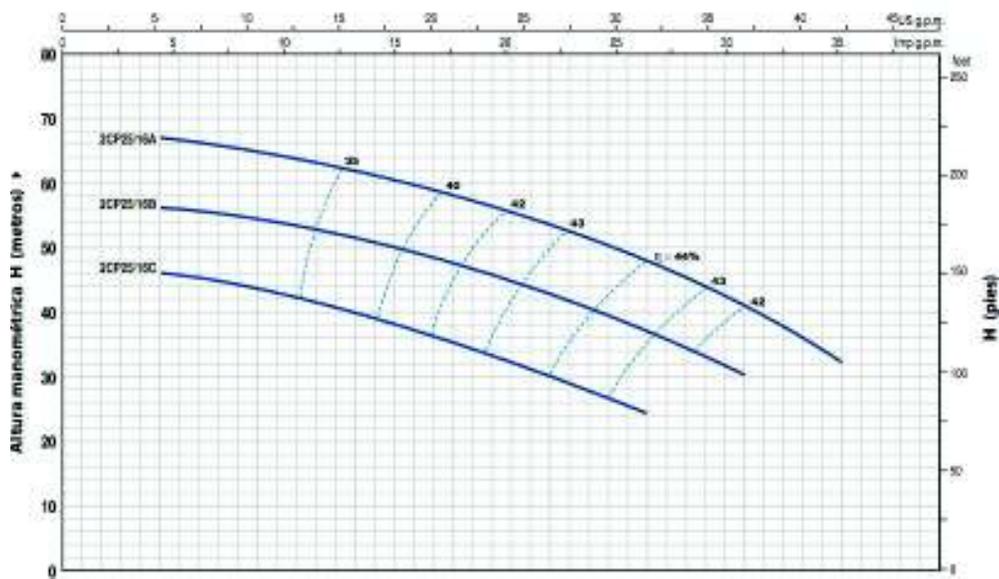


Figura AVIII.1. Curva de operación de la bomba centrífuga 1 y 3 (Pedrollo, 2015)

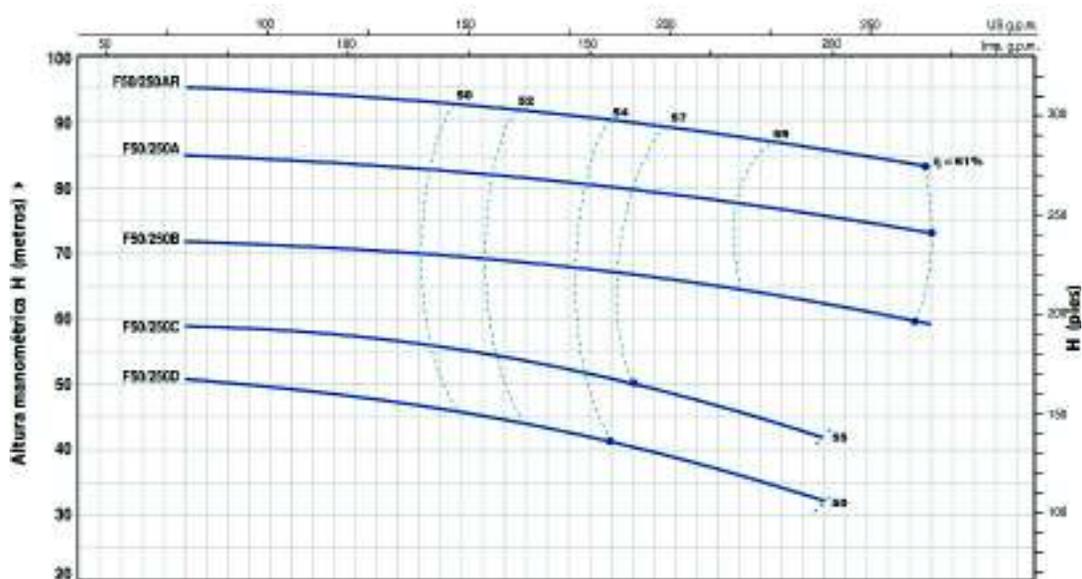


Figura AVIII.2. Curva de operación de la bomba centrífuga 2 (Pedrollo, 2015)

AVIII.4. DIAGRAMA DE MOODY

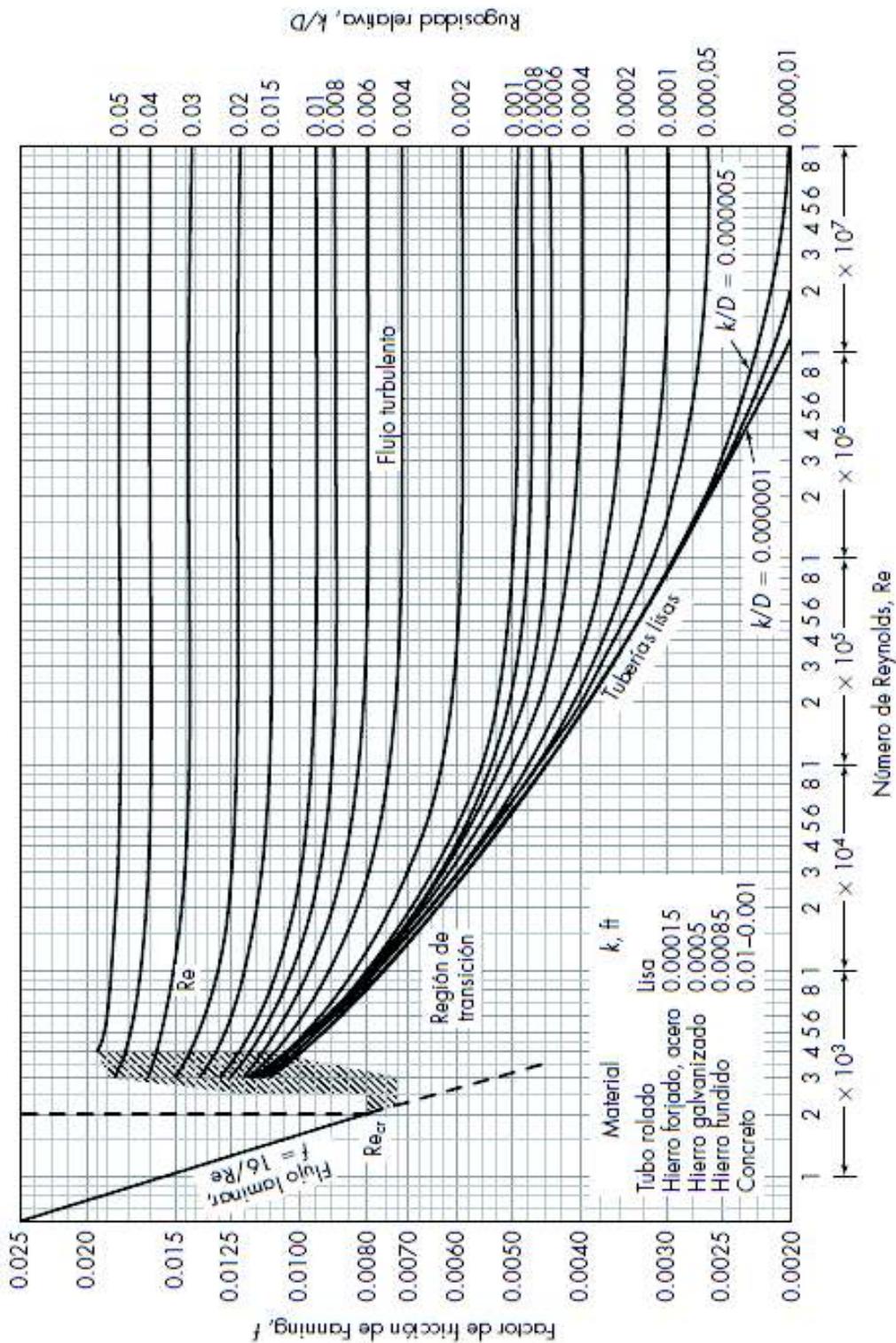


Figura AVIII.5. Diagrama de Moody (McCabe et al., 2007, p. 122)

ANEXO IX

EVALUACIÓN ECONÓMICA

AIX.1. SISTEMA COMPLEMENTARIO DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES MEDIANTE (FENTON MODIFICADO CON EDTA)

AIX.1.1. COSTOS DIRECTOS

En la Tabla AIX.1 se presenta el costo por la compra de los equipos principales y secundarios de la línea de tratamiento de aguas residuales de acuerdo al precio en el mercado local. Este valor incluye únicamente el Impuesto al Valor Agregado (IVA) del 12,00%.

Tabla AIX.1. Precio de compra de los equipos para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Equipos		Costo Unitario (USD)	Cantidad	Costo (USD)	IVA (12 %)	Costo Total (USD)
Equipos principales						
Reactor	Tanque	11 570,89	4	46 283,56	5 554,03	51 837,59
	Agitador	4 200	4	16 800,00	2 016,00	18 816,00
Tanque de complejo (Fe ²⁺ -EDTA)	Tanque	2 683,03	1	2 683,03	321,96	3 004,99
	Agitador	3 200	1	3 200,00	384,00	3 584,00
Tanque de neutralización	Tanque	11 770,89	2	23 541,78	2 825,01	26 366,79
	Agitador	4 900	2	9 800,00	1 176,00	10 976,00
Equipos secundarios						
Bomba centrífuga (1 HP)		196,43	2	392,86	47,14	440,00
Bomba centrífuga (3 HP)		219,76	2	439,52	52,74	492,26

Tabla AIX.1. Precio de compra de los equipos para el sistema complementario de tratamiento de aguas (continuación...)

Equipos	Costo Unitario (USD)	Cantidad	Costo (USD)	IVA (12 %)	Costo Total (USD)
Bomba centrífuga (6 HP)	290,71	2	581,43	69,77	651,20
Tanque - H ₂ SO ₄	2 180,00	1	2 180,00	261,60	2 441,60
Tanque – agua	352,64	1	352,64	42,32	394,96
Tanque – NaOH	2 871,06	1	2 871,06	344,53	3 215,59
Tanque - H ₂ O ₂	1 232,33	1	1 232,33	147,88	1 380,21
Total					123 601,19

En la Tabla AIX.2 y Tabla AIX.3 se presentan los costos asociados a la compra de tuberías y accesorios para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales de acuerdo a los costos del mercado local.

EL costo asociado a la compra de tuberías y accesorios incluye únicamente el Impuesto al Valor Agregado (IVA) del 12,00 %.

Tabla AIX.2. Costo total de tuberías y accesorios para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Tubería / Accesorio	Unidades	Costo unitario (USD)	Costo Total (USD)
Codo estándar	25	16,45	411,25
Tee	26	15,20	395,20
Tubería PVC de 4"	10	30,50	305,00
Tubería PVC de 3"	5	28,60	143,00
Tubería PVC de 2"	1	24,35	24,35
Tubería PVC de 1 1/2"	6	11,10	66,60
Tubería PVC de 1"	3	10,20	30,60

Tabla AIX.2. Costo total de tuberías y accesorios para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (continuación...)

Tubería / Accesorio	Unidades	Costo unitario (USD)	Costo Total (USD)
Tubería PVC de 3/4"	1	7,10	7,10
Tubería acero 304 1/4"	2	82,00	164,00
Subtotal			1 547,10
IVA 12,00 %			185,65
Total			1 732,75

Tabla AIX.3. Costo total de válvulas para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Válvulas	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Válvula de globo 2"	1	221,00	221,00
Válvula de bola 2"	10	215,00	2 150,00
Válvula reguladora 2"	2	632,00	1 264,00
Válvula de bola 1"	3	305,00	915,00
Válvula de pie 4"	1	998,00	998,00
Válvula de bola 5"	6	943,00	5 658,00
Válvula de bola 3"	15	500,00	7 500,00
Válvula de retención 3"	4	311,00	1 244,00
Válvula globo 3"	4	295,00	1 180,00
Válvula de bola 1/2"	4	349,00	1 396,00
Válvula reguladora 1/2"	2	898,00	1 796,00
Válvula de bola 1 1/2"	16	456,00	7 296,00
Válvula de globo 1 1/2"	4	220,00	880,00
Válvula de retención 1 1/2"	6	349,00	2 094,00

Tabla AIX.3. Costo total de válvulas para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales (continuación...)

Válvulas	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Válvula reguladora 1/4"	1	455,00	455,00
Válvula bola 3/4"	8	217,00	1 736,00
Válvula de globo 3/4"	2	119,00	238,00
Válvula reguladora 3/4"	2	455,00	910,00
Subtotal			37 931,00
IVA 12 %			4 551,72
Total			42 482,72

AIX.1.2. COSTOS INDERECTOS

En la Tabla AIX.4 se presenta el número de trabajadores posible para la implementación del proyecto (sistema complementario de tratamiento de aguas residuales y sistema de recuperación de biogás), el salario individual de los trabajadores y el costo del salario mensual a cancelar por el periodo de implementación de la planta. El cálculo del costo indirecto considera el aporte patronal al IESS del 11,15 % (IESS, 2017, p. 1).

Tabla AIX.4. Costo indirecto por pago de salarios

Personal	Número	Salario individual (USD)	Salario Total (USD)
Jefe de proyecto	1	2 500,00	2 500,00
Ingeniero Civil	1	2 500,00	2 500,00
Operadores	4	375,00	1 500,00
Salario total del personal (USD)			6 500,00
Aportación IESS (11,15 %)			724,75
Salario mensual (USD)			7 224,75

AIX.1.3. COSTOS OPERATIVOS

De acuerdo al Artículo 125 de la Resolución No. SENAE-DGN-2012-0149-RE, la importación de mercancías para la ejecución de proyectos públicos está obligado al pago de la tasa por servicios de aduana y se exenta al pago tributario por el comercio externo. La tasa por servicios de aduana incluye el pago al **arancel cobrado a las mercancías (AD-VALOREM)** sobre la base imponible de la importación. Este último contempla: el costo del producto de importación, seguro de aduana y flete.

En la Tabla AIX.5 se presenta el costo por importación de los reactivos necesarios para el tratamiento del efluente mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA.

Tabla AIX.5. Costo mensual por importación de reactivos para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Reactivos	Costo (USD)/kg	Cantidad (kg)	Precio FOB (USD)
EDTA	0,50	5 402,40	2 701,20
FeSO ₄ .7 H ₂ O	0,10	4 034,40	403,44
NaOH	0,44	3 168,00	1 393,92
H ₂ SO ₄	0,70	804,00	562,80
H ₂ O ₂	0,30	19 732,80	5 919,84
Valor FOB			10 981,20
Flete			1 867,76
Valor CFR			12 848,96
Seguro (1,00 %)			128,49
Valor aduana			12 977,45
FDI (Valor en aduana 0,5 %)			64,89
Total			13 042,34

En la Tabla AIX.6 se reporta el costo mensual por consumo de energía eléctrica para la operación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales. El costo por kW-h es de 0,09 USD para el sector industrial de baja y mediana tensión (ARCONEL, 2016, p. 25).

Tabla AIX.6. Costo mensual por consumo de energía eléctrica para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Equipo	Tiempo de operación (h)	Potencia (kW)	kW-h/día	kW-h/mes	Costo mensual (USD)
Bombas					
P-101 A/B P-102 A/B	5,87	4,00	23,48	704,40	63,40
P-105 A/B P-106 A/B	15,47	2,20	34,03	1020,9	91,88
P-109 A/B P-110 A/B	3,06	4,00	12,24	367,20	33,05
P-103 A/B P-104 A/B	1,33	0,75	1,00	30,00	2,70
Agitadores					
En reactores	10,20	5,33	54,42	1 632,67	149,94
En el tanque de almacenamiento del complejo	1,50	0,16	0,24	7,20	0,65
En el tanque de neutralización	2,00	25,64	51,28	1538,40	138,46
Total			176,69		480,08

La energía eléctrica que se genera a partir del uso de biogás permite reducir el costo operativo mensual del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales en 104,23 USD de acuerdo al cálculo realizado en el Anexo AIX.2.3 y establecer un costo operativo por consumo de energía de:

$$\text{Costo}_{\text{electricidad}} = (480,08 - 104,23) \text{ USD}$$

$$\text{Costo}_{\text{electricidad}} = 375,85 \text{ USD}$$

En la Tabla AIX.7 se reporta el costo mensual por consumo de agua para el proceso de tratamiento del agua residual y limpieza de los equipos. El costo por metro cúbico es de 0,72 USD (EPMAPS, 2015, p. 1)

Tabla AIX.7. Costo mensual por consumo de agua para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Recurso	V_{mensual} (m³)	Valor (USD)
Agua	139,62	100,53

En la Tabla AIX.8 se reporta el costo mensual de operación, para el tratamiento del efluente de la PTAR del barrio Ubillús. Este rubro considera el costo total por compra de reactivos, energía eléctrica y agua.

Tabla AIX.8. Costo mensual de operación para el sistema complementario de tratamiento de aguas residuales

Rubro	Valor (USD)
Reactivos	13 042,34
Electricidad	375,85
Agua	100,53
Total	13 518,72

En función al costo operativo mensual para el tratamiento del efluente mediante la aplicación del proceso Fenton modificado con EDTA expuesto en la Tabla AIX.8, se determinó el costo de tratamiento de un metro cúbico de efluente mediante la Ecuación AIX.1.

$$C_T = \frac{C_I}{Q}$$

[AIX.1]

Donde:

C_T : costo del tratamiento (USD/m³)

C_i : costo de los insumos (USD/día)

Q : caudal del efluente (m³/día)

A partir de la sustitución de los valores correspondiente en la Ecuación AVII.1 se determinó el costo de tratamiento. Para el cálculo del costo diario de insumos (C_i), se consideró un mes de 30 días.

$$C_T = \frac{13\,518,72 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}}}{77,76 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$C_T = 5,80 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3}$$

AIX.2. SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE BIOGÁS

AIX.2.1. COSTOS DIRECTOS

De acuerdo al Artículo 125 de la Resolución No. SENAE-DGN-2012-0149-RE, la importación de mercancías para le ejecución de proyectos públicos está obligado al pago de la tasa por servicios de aduana y se exenta al pago tributario por el comercio externo.

La tasa por servicios de aduana incluye el pago al **arancel cobrado a las mercancías (AD-VALOREM)** sobre la base imponible de la importación. Este valor contempla: el costo del producto de importación, seguro de aduana y flete.

A partir de la Tabla AIX.9 a la AIX.12 se presentan los costos por la compra de los equipos principales y secundarios para el sistema de recuperación de biogás: sopladores, compresor, gasómetro y generador de energía eléctrica.

Tabla AIX.9. Costo de cuatro sopladores

Rubro	Valor (USD)
Valor FOB	2 080,00
Flete	156,00
Valor CFR	2 236,00
Seguro 1 %	22,36
Valor de aduana	2 258,36
FDI (Valor en aduana 0,5 %)	11,29
Total	2 269,65

Tabla AIX.10. Costo del compresor

Rubro	Valor (USD)
Valor FOB	729,00
Flete	234,00
Valor CFR	963,00
Seguro 1 %	9,63
Valor de aduana	972,63
FDI (Valor en aduana 0,5 %)	4,86
Total	977,49

Tabla AIX.11. Costo de dos gasómetros

Rubro	Valor (USD)
Valor FOB	3 100,00
Flete	126,00
Valor CFR	3 226,00
Seguro 1 %	32,26
Valor de aduana	3 258,26

Tabla AIX.11. Costo de dos gasómetros (continuación...)

FDI (Valor en aduana 0,5 %)	16,29
Total	3 274,55

Tabla AIX.12. Costo del microgenerador

Rubro	Valor (USD)
Valor FOB	5 000,00
Flete	156,00
Valor CFR	5 156,00
Seguro 1 %	51,56
Valor de aduana	5 207,56
FDI (Valor en aduana 0,5 %)	26,04
Total	5 233,60

En la Tabla AIX.13 se presentan los costos asociados a la compra de tuberías y accesorios para el sistema de recuperación de biogás, de acuerdo a los costos del mercado local. Este valor incluye únicamente el Impuesto al Valor Agregado (IVA) del 12,00 %.

Tabla AIX.13. Costo de tuberías y accesorios para el sistema de recuperación de biogás

Válvula	Cantidad	Costo (USD)	Costo total (USD)
Tuberías acero 304 (6 m)	4	82,00	328,00
Válvula de bola 1 ½"	10	456,00	4 560,00
Válvula globo 1 ½"	1	220,00	220,00
Válvula check 1 ½"	6	349,00	2 094,00
Válvula de alivio 1 ½"	2	1 140,00	2 280,00
Subtotal			9 482,00

Tabla AIX.13. Costo de tuberías y accesorios para el sistema de recuperación de biogás (continuación...)

IVA 12 %	1 137,84
Total	10 619,84

Como una estimación del valor asociado al sistema de enfriamiento (serpentín), se consideró el costo del líquido refrigerante (amoníaco), tubería y compresor para inducir al cambio de estado del refrigerante dentro del sistema.

En la Tabla AIX.14 se presenta el costo por compra de líquido refrigerante, tubería y compresor para el sistema de enfriamiento, de acuerdo al costo en el mercado local. Este valor incluye el Impuesto al Valor Agregado (IVA) del 12,00 %.

Tabla AIX.14. Costo del sistema de refrigeración

Sistema de enfriamiento	Costo (USD)
Refrigerante (amoníaco) cilindro de 25 kg	750,00
Tubería	82,00
Compresor	225,00
Subtotal	1 075,00
IVA 12,00 %	126,84
Total	1 183,84

AIX.2.2. COSTOS OPERATIVOS

El costo operativo del sistema de recuperación de biogás incluye el rubro por compra del material de adsorción para el filtro de desulfuración y el costo por consumo de energía eléctrica y los valor asociado a la depreciación de los equipos de impulsión, microgenerador y sistema de enfriamiento (serpentín).

El costo por consumo de energía eléctrica para los sistemas de impulsión de biogás, sopladores y compresor, se cubre con la energía eléctrica que se genera a partir del uso del biogás.

- a) Costo operativo relacionado a la compra del material de adsorción para el filtro de desulfuración.

En la Tabla AIX.15 se presenta el costo operativo anual por compra del material de adsorción (óxido de hierro) para la operación del filtro de desulfuración. Este material se reemplaza cada 30 días.

Tabla AIX.15. Costo mensual por compra de pellets de Fe_2O_3

Material	Cantidad mensual (kg)	*Costo (USD)/kg	Costo mensual (USD)
Pellets de óxido de hierro	7,51	0,71	5,33

(*Gongyi City Xianke Water Supply Material Co., Ltd., 2005, p. 1)

El costo anual destinado a la compra de pellets de óxido de hierro es 63,99 USD.

- b) Costo operativo por consumo de energía eléctrica

El costo por kW-h es de 0,09 UDS para el sector industrial de baja y mediana tensión (ARCONEL, 2016, p. 25).

Para estimar el costo de operación por consumo de energía eléctrica se determinó el tiempo de operación de los equipos: soplador, compresor y sistema de enfriamiento.

El tiempo de operación de los equipos (del soplador 1, soplador 2, compresor y sistema de enfriamiento) se determinó mediante la *Ecuación AVII.1*. Para este cálculo la producción diaria de biogás es $61,67 \text{ m}^3$ y el flujo del biogás a través de la tubería de conducción es $20,00 \text{ m}^3/\text{h}$.

$$Tr = \frac{61,67 \text{ m}^3}{20,00 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}$$

$$Tr = 3,08 \text{ h}$$

En la Tabla AIX.16 se reporta el costo operativo estimado, para la operación del sistema de enfriamiento para la etapa de condensación.

Tabla AIX.16. Costo por consumo de energía eléctrica para el sistema de recuperación de biogás

Equipos	Tiempo de operación diario (h)	Potencia (kW)	Energía (kW-h/día)	Energía (kW-h/mes)	Costo (USD)/mes
Soplador1	3,08	0,75	2,31	69,30	6,24
Soplador 2	3,08	0,85	2,62	78,54	7,07
Compresor	3,08	2,30	7,08	212,52	19,13
Sistema de enfriamiento	3,08	11,35	34,96	1048,74	94,39
Total					126,82

De acuerdo a la planificación de producción, el requerimiento energético de del soplador 1, soplador 2 y compresor se cubre a partir de la energía eléctrica que se genera por el biogás. Por lo tanto el costo de operación por consumo de energía eléctrica corresponde únicamente al valor asociado a la operación del sistema de enfriamiento de 94,39 USD.

c) Depreciación

La depreciación se define como la reducción periódica del costo de los activos fijos a lo largo de su vida útil (Barajas, 2008, p. 34). Este valor afecta el costo de operación del ente económico.

La depreciación se determinó mediante el método de línea recta a través de la Ecuación AIX.2. El método de línea recta supone que los activos fijos mantienen un valor de depreciación periódico a lo largo de su vida útil.

$$\text{Depreciación} = \frac{\text{Costo de adquisición} - \text{Valor de salvamento}}{\text{Vida útil}} \quad [\text{AIX.2}]$$

El valor de salvamento representa el valor residual que adquiere el activo al finalizar su vida útil (Barajas, 2008, p. 35).

Depreciación de sopladores

Para determinar la depreciación del soplador se consideró el valor de salvamento de cero y la vida útil para maquinaria y equipos es de 10 años (SRI, 2014, p. 19). El costo de adquisición es 2 269,65 USD.

$$\text{Depreciación anual} = \frac{2\,269,65 \text{ USD} - 0}{10 \text{ años}} = 226,97 \frac{\text{USD}}{\text{años}}$$

Por lo tanto la depreciación mensual es:

$$\text{Depreciación mensual} = \frac{226,97 \text{ USD}}{12 \text{ meses}}$$

$$\text{Depreciación mensual} = 18,91 \frac{\text{USD}}{\text{meses}}$$

En la Tabla AIX.17 se presenta la depreciación total de los equipos: soplador 1, soplador 2, compresor, microgenerador y sistema de enfriamiento (serpentín).

Tabla AIX.17. Depreciación de los activos fijos

Equipos	Depreciación anual (USD)	Depreciación mensual (USD)
Sopladores (1 y 2)	226,97	18,91

Tabla AIX.17. Depreciación de los activos fijos (continuación...)

Equipos	Depreciación anual (USD)	Depreciación mensual (USD)
Compresor	97,75	8,15
Microgenerador	523,36	43,61
Sistema de enfriamiento	118,38	9,87
Total	966,46	80,54

AIX.2.3. GENERACIÓN DE ENERGÍA ELECTRICA A PARTIR DEL USO DEL BIOGÁS

La energía eléctrica que se genera mediante el aprovechamiento del contenido energético del biogás, se determinó a partir al volumen diario de biogás que se almacena en el gasómetro, este valor es 61,13 m³ y su contenido energético por metro cubico de biogás de 6,00 kW-h/m³ (FAO, 2011, p. 16).

$$E = 61,13 \text{ m}^3 \times 6,00 \frac{\text{kW-h}}{\text{m}^3}$$

$$E = 366,78 \text{ kW-h}$$

El microgenerador de energía dispone de una eficiencia eléctrica del 27,60 % con base en las especificaciones técnicas presentes en la Tabla 4.28 de la Subsección 4 (KW Energy, 2014, p. 1), por lo tanto la energía eléctrica que genera es:

$$E = 366,78 \text{ kW-h} \times 0,276$$

$$E = 101,23 \text{ kW-h}$$

A partir de la energía generada, se planteó destinar 24,02 kW-h para la operación (dos días de operación) del soplador 1, soplador 2 y compresor del sistema de recuperación de biogás de acuerdo a los datos que se reportan en la Tabla AIX.16. La energía restante se suministra al sistema complementario de tratamiento de

aguas residuales para cubrir una fracción del requerimiento energético. La energía eléctrica disponible para este sistema es:

$$E_{\text{sist. complementario}} = (101,23 - 24,02) \frac{\text{kW-h}}{\text{día}}$$

$$E_{\text{sist. complementario}} = 77,21 \frac{\text{kW-h}}{\text{día}}$$

De acuerdo a la planificación de producción del sistema de recuperación de biogás, es necesario acumular el volumen diario de biogás para su aprovechamiento energético, por lo tanto la energía que se genera a partir del biogás está disponible para su utilización 15 días al mes, por lo tanto la energía al mes disponible para el sistema complementario de tratamiento de aguas es:

$$E_{\text{sist. complementario}} = 77,21 \frac{\text{kW-h}}{\text{día}} \times \frac{15 \text{ días}}{1 \text{ mes}}$$

$$E_{\text{sist. complementario}} = 1\,158,15 \frac{\text{kW-h}}{\text{mes}}$$

Esto genera un ahorro sobre el costo operativo mensual de:

$$\text{Ahorro}_{\text{mensual}} = E \times \text{Costo}$$

$$\text{Ahorro}_{\text{mensual}} = 1\,158,15 \frac{\text{kW-h}}{\text{mes}} \times \frac{0,09 \text{ USD}}{1 \text{ kW-h}}$$

$$\text{Ahorro}_{\text{mensual}} = 104,23 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}$$

AIX.2.4. ANÁLISIS COSTO BENEFICIO

Para determinar la relación costo-beneficio (B/C) se determinó el costo total anual por mantenimiento y operación del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales y del sistema de recuperación de biogás, así como el rubro a pagar por multas o sanciones a consecuencia de la alteración de la calidad ambiental.

- a) Análisis costo beneficio del sistema complementario de tratamiento de aguas residuales.

Costo de operación anual

$$\text{Costo de operación anual} = 13\,518,72 \frac{\text{USD}}{\text{mes}} \times 12 \frac{\text{mes}}{\text{años}} = 162\,224,64 \frac{\text{USD}}{\text{años}}$$

Costo de mantenimiento

El costo de mantenimiento corresponde al 10 % del costo de implementación del sistema (Sinnott, 2005, p. 262). Este valor se determinó a partir de la suma de los costos directos e indirectos.

$$\text{Costo de mantenimiento} = 21\,839,00 \text{ USD}$$

Costo por multas

Para determinar la sanción económica por infracción ambiental, se tomó como referencia la remuneración básica unificada del trabajador de 375,00 USD (Ministerio del Trabajo, 2016, p. 1).

De acuerdo al Código Orgánico Integral Penal, se consideró una sanción económica de quinientos salarios básicos unificados del trabajador para delitos contra el recurso agua (Ministerio de Justicia Derechos Humanos y Cultos, 2014, pp. 101, 102).

$$\text{Costo Sanción} = 375,00 \text{ USD} \times 500 = 187\,500,00 \text{ USD}$$

La multa por infracción ambiental de acuerdo al Código Orgánico del Ambiente es:

$$\text{Costo Sanción} = 375,00 \text{ USD} \times 200 = 75\,000,00 \text{ USD}$$

En caso de aplicarse ambas la multa descrita por el Código Orgánico Integral Penal y el Código Orgánico del Ambiente, la sanción económica asciende a:

$$\text{Costo Sanción} = 187\,500,00 \text{ USD} + 75\,000,00 \text{ USD} = 262\,500,00 \text{ USD}$$

La relación costo-beneficio se determinó mediante la Ecuación AIX.2.

$$\text{Relación costo – beneficio} = \frac{\text{Beneficio}}{\text{Costo}} \quad [\text{AIX.2}]$$

Donde:

Beneficio: sanción económica por infracciones ambientales (USD)

Costo: costo total anual por mantenimiento y operación (USD)

Al reemplazar los valores correspondientes en la Ecuación AIX.2 la relación costo beneficio es:

$$\text{Relación costo beneficio} = \frac{262\,500,00 \text{ USD}}{(162\,224,64 + 21\,839,00) \text{ USD}}$$

$$\text{Relación costo beneficio} = 1,43$$