

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIAL

DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES GENERADOS EN LA FABRICACIÓN DE PRODUCTOS DE LIMPIEZA MEDIANTE UN PROCESO DE OXIDACIÓN AVANZADA

PROYECTO DE TITULACIÓN A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA QUÍMICA

RAQUEL KATHERINE NARANJO MORALES

katherine061089@hotmail.com

DIRECTOR: ING. MARCELO FERNANDO SALVADOR QUIÑONES MSc.

marcelo.salvador@epn.edu.ec

Quito, Noviembre 2018

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

DECLARACIÓN

Yo, Raquel Katherine Naranjo Morales, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría, que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Raquel Katherine Naranjo Morales

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Raquel Katherine Naranjo Morales, bajo mi supervisión

Ing. Marcelo Salvador MSc.

DIRECTOR DE PROYECTO

AUSPICIO

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

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios por permitir que mi papá este a mi lado en este día tan importante en mi vida y por la fuerza que siempre me ha dado para salir adelante.

A mis padres Lourdes y Raúl por sus consejos, apoyo y por su amor incondicional sin ellos no lo habría logrado, este meta la cumplimos juntos.

A mi hermana Estefi porque siempre está a mi lado y sé que jamás va a permitir que me rinda.

A Diana Morales, Andrea Mallitasig, Raquel Ibarra por brindarme su amistad, cada una aportó para que este sueño se cumpla.

A Jenny Casame, mi mejor amiga, gracias por estar conmigo durante toda la carrera y por alentarme a seguir adelante y no desmayar nunca.

A mis amigos Álvaro, Dennis, Mijo, Pili, Jerson y Juanito por ayudarme a realizar este proyecto y sobre todo a Jhonatan que más que un amigo es una persona muy especial que llegó en el momento más difícil de mi vida, supo ayudarme a salir de mis problemas y me enseñó a valorarme como persona.

A David Ron, mi primo querido, los dos supimos ayudarnos para lograr este sueño tan deseado.

Al Ingeniero Marcelo Salvador por ser mi guía en la elaboración de este proyecto, por su paciencia y perseverancia.

A la Ingeniera Jady Pérez por creer en mí y por darme la oportunidad de desarrollar este proyecto.

DEDICATORIA

Este proyecto le dedico a mi abuelito Luis Naranjo que desde cielo me cuida y me protege de todo mal.

A mis padres porque son las personas más importantes en mi vida, daría todo por ellos.

A mi hermanita por ser mi mejor amiga, mi confidente y porque siempre me ha impulsado a ser una mejor persona.

A mi familia porque siempre me han apoyado y no han permitido que me rinda.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
1. JUSTIFICACIÓN	1
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	5
2.1. Localización de la planta	5
2.1.1. Macrolocalización	5
2.1.2. Microlocalización	5
2.2. Almacenamiento del efluente	8
2.3. Pretratamiento del efluente del área de jabonería	8
2.4. Ozonificación del efluente	9
2.4.1. Producción de ozono	10
2.4.2. Destrucción de ozono residual	11
3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN	12
3.1. Equipos principales	12
3.1.1. Tanque de almacenamiento	12
3.1.2. Tanque de homogeneización	15
3.1.3. Tanques de acondicionamiento	17
3.1.4. Sedimentador primario	17
3.1.5. Reactor de ozonificación	20
3.2. Dimensionamiento de tanques secundarios y accesorios	21
3.2.1. Tanques de almacenamiento	21
3.2.2. Tuberías y bombas	22
3.2.3. Válvulas	27
3.2.4. Sistema de preparación del gas de alimentación y destrucción de ozono	27
3.2.5. Sistema de agitación	28
4. DISEÑO DE LA PLANTA	31
4.1. Diagrama de bloques BPF y diagrama de flujo PFD	31
4.1.1. Diagrama de bloques BPF	31
4.1.2. Diagrama de flujo PFD	33
4.2. Balance de masa	35

4.3. Planificación de la producción	36
4.4. Balance de energía	44
4.5. Disposición en la planta (layout) y planos de elevación (vistas de los equipos)	47
4.5.1. Disposición en la planta (layout)	48
4.5.2. Planos de elevación (vistas de elevación de los equipos)	49
4.6. Diagrama de tuberías e instrumentación (PI&D) y control	49
4.7. Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos).	70
4.7.1. Dimensionamiento de los equipos	70
4.7.2. Especificaciones de los equipos	70
5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	89
5.1. Costos directos	89
5.2. Costos indirectos	889
5.3. Costos de operación	90
5.4. Costo-beneficio	90
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	93
ANEXOS	107

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Resultados de la caracterización fisicoquímica del efluente en estudio, límites permisibles para descargas a cuerpos de agua y límites determinados por la empresa para recirculación del efluente	3
Tabla 1.2.	Resultados de la caracterización fisicoquímica del efluente después del tratamiento mediante ozono combinado con peróxido de hidrógeno	4
Tabla 2.1.	Mejores condiciones obtenidas en el proyecto interno PII-DCN-003-2016 para el tratamiento del efluente del área de jabonería	7
Tabla 3.1.	Estándares de diseño de sedimentación primarios	20
Tabla 3.2.	Valores de las velocidades permisibles de succión y descargas	22
Tabla 3.3.	Coeficientes de pérdida por fricción	24
Tabla 3.4.	Valores del gradiente de velocidad en función del tiempo de residencia	30
Tabla 4.1.	Resultados de análisis complementarios, necesarios para realizar el balance de masa	35
Tabla 4.2.	Resultados obtenidos en el balance de masa del tratamiento del efluente del área de jabonería	36
Tabla 4.3.	Comparación entre la caracterización del efluente tratado y los límites permisibles para recirculación de un efluente según la normativa ambiental vigente	37
Tabla 4.4.	Actividades, código y tiempo estimado para cada etapa del proceso de tratamiento del efluente del área de jabonería	40
Tabla 4.5.	Diagrama de Gantt de la planificación óptima de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería	43
Tabla 4.6.	Valores de las capacidades caloríficas de los reactivos y del efluente a temperatura de 17 °C	44
Tabla 4.7.	Temperaturas interna y externa del efluente y de los equipos principales	46
Tabla 4.8.	Calor perdido de cada equipo	46

Tabla 4.9.	Parámetros de los sistemas de tuberías, válvulas y bombas	47
Tabla 4.10.	Distancia que debe existir entre equipos del tratamiento del efluente del área de jabonería	48
Tabla 4.11.	Alturas de los equipos que deben estar a desnivel para facilitar el proceso	49
Tabla 4.12	Resultados del dimensionamiento de las tuberías	68
Tabla 4.13	Resultados del dimensionamiento de los equipos pertenecientes a la planta de tratamiento	71
Tabla 4.14	Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento	72
Tabla 4.15	Hoja de especificaciones del tanque de homogeneización	73
Tabla 4.16.	Hoja de especificaciones del tanque de acondicionamiento 1	74
Tabla 4.17.	Hoja de especificaciones del sedimentador primario	75
Tabla 4.18	Hoja de especificaciones del tanque de acondicionamiento 2	76
Tabla 4.19.	Hoja de especificaciones del tanque de acondicionamiento 3	77
Tabla 4.20.	Hoja de especificaciones del reactor de ozonificación	78
Tabla 4.21.	Hoja de especificaciones del generador de ozono	79
Tabla 4.22.	Hoja de especificaciones del compresor perteneciente al sistema de producción de ozono	80
Tabla 4.23.	Hoja de especificaciones del filtro de aire perteneciente al sistema de producción de ozono	81
Tabla 4.24.	Hoja de especificaciones del soplador de aire, equipo que pertenece al sistema de producción de ozono	82
Tabla 4.25	Hoja de especificaciones del intercambiador de calor, equipo que pertenece al sistema de producción de ozono	83
Tabla 4.26	Hoja de especificaciones del secador refrigerante, equipo que pertenece al sistema de producción de ozono	84
Tabla 4.27	Hoja de especificaciones del desecador, equipo que pertenece al sistema de producción de ozono	85

Tabla 4.28	Hoja de especificaciones del dispositivo de destrucción de ozono térmico/catalítico	86
Tabla 4.29	Hoja de especificaciones del enfriador de aire	87
Tabla 4.30	Hoja de especificaciones del enfriador de agua	88
Tabla 5.1	Costo total de la planta de tratamiento	89
Tabla 5.2	Costo total de operación	90
Tabla AI.1	Resultados de los datos obtenidos al medir el caudal en el área de jabonería de la empresa	108
Tabla AII.1	Flujo másico y volumétrico de las corrientes pertenecientes a las etapas de ozonificación	121
Tabla AIII.1	Temperaturas y pérdida de calor por convección y radiación tanque de almacenamiento	123
Tabla AIV.1	Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento	125
Tabla AIV.2.	Valores de volumen acumulativo vs tiempo del primer muestreo para un ciclo de 8 horas	126
Tabla AIV.3.	Valores de volumen acumulativo vs tiempo del segundo muestreo para un ciclo de 8 horas	126
Tabla AIV.4.	Determinación de las dimensiones del tanque de homogeneización	128
Tabla AIV.5	Dimensiones del tanque de homogeneización	130
Tabla AV.1	Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1101A/B	134
Tabla AV.2	Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1101A/B	135
Tabla AV.3	Valores de las potencias teóricas y reales de las bombas	139
Tabla AV.4	Dimensiones y potencias de los sistemas de agitación de cada uno de los equipos que necesitan agitación	143
Tabla AVI.1	Costo de los equipos necesarios para el tratamiento del efluente del área de jabonería	145
Tabla AVI.2	Factores de instalación de los equipos	146
Tabla AVI.3	Costo total de instalación de los equipos de la planta de tratamiento del efluente proveniente del área de jabonería	147

Tabla AVI.4	Costo total de construcción de las áreas de la planta de tratamiento del efluente del área de jabonería	148
Tabla AVI.5	Costo de insumos	149
Tabla AVI.6	Costo de la energía eléctrica de cada uno de los equipos y el valor total para un mes de operación	150
Tabla AVI.7	Salarios mensuales del personal de la planta de tratamiento	151
Tabla AVI.8	Salarios de los ingenieros a cargo de la implementación de la planta de tratamiento	151
Tabla AVI.9	Amortización del préstamo	151
Tabla AVI.10	Flujo de caja de la planta de tratamiento	154
Tabla AVI.11	Valor actual neto y tasa interna de retorno para el tratamiento del efluente del área de jabonería	155

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 2.1	Ubicación de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería	6
Figura 2.2	Etapas del tratamiento del efluente del área de jabonería	7
Figura 3.1	Diagrama de Moody	26
Figura 4.1	Diagrama de bloques BFD de la planta de tratamiento del efluente del área de jabonería, ozonificación	31
Figura 4.2	Diagrama de flujo de la planta de tratamiento del área de jabonería	33
Figura 4.3	Descripción de la información de un nudo de la red de PERT	39
Figura 4.4.	Diagrama de planificación de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería de forma óptima	41
Figura 4.5.	Distribución de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería, incluidos la zona de operación y la zona de operaciones secundarias	51
Figura 4.6.	Plano de elevación del tanque de almacenamiento	52
Figura 4.7.	Plano de elevación del tanque de homogenización	53
Figura 4.8.	Plano de elevación del sedimentador primario	54
Figura 4.9	Plano de elevación de los tanques de acondicionamiento 1,2 y 3	55
Figura 4.10.	Plano de elevación de los reactores de ozonificación 1, 2 y 3	56
Figura 4.11.	Simbología de los equipos, instrumentación y códigos necesarios para los diagramas P&ID	57
Figura 4.12.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (1)	58
Figura 4.13.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (2)	59

Figura 4.14.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (3)	60
Figura 4.15.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (4)	61
Figura 4.16.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (5)	62
Figura 4.17.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (6)	63
Figura 4.18.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (7)	64
Figura 4.19.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (8)	65
Figura 4.20.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (9)	66
Figura 4.21.	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control, (10)	67
Figura AI.1	Variación del caudal en los días de medición	109
Figura AII.1	Corrientes de entrada y salida en la etapa de almacenamiento del efluente del área de jabonería	110
Figura AII.2	Corrientes de entrada y salida en la etapa de homogeneización	111
Figura AII.3	Corrientes de entrada y salida en la etapa de acondicionamiento 1	112
Figura AII.4	Corrientes de entrada y salida en la etapa de sedimentación primaria	113
Figura AII.5	Corrientes de entrada y salida en la etapa de acondicionamiento 2	116
Figura AII.6	Corrientes de entrada y salida en la etapa de acondicionamiento 3	117
Figura AII.7	Corrientes de entrada y salida en la ozonificación	118
Figura AIV.1	Volumen del efluente acumulado vs. tiempo para el día uno	127
Figura AIV.2	Volumen del efluente acumulado vs. tiempo para el día dos	127

Figura AV.1 Esquemática de un agitador mecánico

144

ÍNDICE DE ANEXOS

		PÁGINA
Anexo A.I	Determinación del caudal del área de jabonería	108
Anexo A.II	Balance de masa en cada operación unitaria	110
Anexo A.III	Balance de energía en los diferentes equipos de la planta de tratamiento	122
Anexo A.IV	Dimensionamiento de los equipos principales	124
Anexo A.V	Dimensionamiento de los equipos secundarios	131
Anexo A.VI	Costo-beneficio	145

1. JUSTIFICACIÓN

Las empresas manufactureras de artículos de limpieza pertenecen al sector industrial de mayor crecimiento en el país, sobre todo la producción de: jabones, detergentes y preparados para la desinfección del hogar. Estas representan el 25,9 % (Instituto Nacional de Estadística y Censo, 2014). Este valor se ve reflejado en el volumen mundial de consumo de detergentes que según el reporte presentado por *China Cleaning Industry Association* (ICCA, 2011), es de aproximadamente 78,5 millones de toneladas por año y Ecuador importa 131 millones de dólares de tensoactivos para usarlos como materia prima (Banco Central del Ecuador, 2013)

Esta actividad genera efluentes contaminados comúnmente con colorantes y tensoactivos (Rosen y Kunjappu, 2012, p. 2). Los colorantes que más se utilizan en la elaboración de lavavajillas son de naturaleza orgánica del tipo azoico y antraquinónico, debido a su estabilidad, estos colorantes no se degradan fácilmente, lo que causa efectos nocivos en organismos acuáticos y en la salud humana (Gomes, Nunes y Simoes, 2010, p. 2; Parsa y Negahdar, 2012, p. 3).

Según Uriel, Parra y Rangel, (2013), los tensoactivos aniónicos son sustancias que debilitan la barrera de la epidermis porque eliminan la grasa protectora de la piel. Además, los tensoactivos no iónicos causan efectos tóxicos en algunas especies de algas y organismos marinos (pp. 1-3).

Los productos de limpieza contienen otros aditivos como carbonatos de sodio y calcio, fosfatos entre otros (Instituto Nacional de Tecnología Industrial , 2009, p.15), estas sustancias hacen que el efluente industrial se vuelva un problema para el medio ambiente, ya que no se degrada rápidamente (Masschelein, 2010, pp. 15-18).

Tratamientos convencionales como: sedimentación, filtración, tratamientos fisicoquímicos y biológicos son típicamente usados para la eliminación de los contaminantes presentes en este tipo de efluente, pero en ocasiones, son

insuficientes para alcanzar las características necesarias que permiten la descarga de efluentes industriales, en condiciones ambientales aceptables, según la Norma de calidad ambiental y de descarga de efluentes. *Recurso agua* (Metcalf y Eddy, 2003, p. 3; Ministerio del Ambiente, 2015).

En la actualidad, la empresa en estudio cuenta con un proceso fisicoquímico para el tratamiento del efluente procedente de la elaboración de lavavajillas, el mismo que le impide alcanzar parámetros que permiten su descarga a un cuerpo de agua o para su recirculación al proceso productivo de la empresa. El caudal de descarga discontinua generado, con valores promedio durante el año 2016, es de 2,48 m³/h.

Se ha determinado que la aplicación de Procesos de Oxidación Avanzada (POA's), métodos que permiten oxidar materiales orgánicos y reducir niveles de DQO/DBO. Por esta razón surge como una alternativa eficiente para el tratamiento de este tipo de efluente industrial, que permitirá la remoción de contaminantes que son difíciles de degradar como son los colorantes y tensoactivos (Martínez et al., 2012, p. 3).

Entre los procesos de oxidación avanzada se encuentra la ozonificación, que ha reportado porcentajes entre el 70 y el 99 % de remoción de colorantes y que ha alcanzado una elevada degradación de contaminantes orgánicos e inorgánicos, por este motivo se eligió tratar el efluente del área de jabonería con ozono, para cumplir con la normativa ambiental vigente (Morales, 2017, p. 1).

La ozonificación es una tecnología que requiere alcanzar una alta tasa de transferencia de masa gas-líquido. Esto se consigue si se trabaja con el difusor de ozono adecuado, es decir, aquel que permita formar la burbuja más fina (Deiningner, Skadsen, Sandford y Myers, 2000, pp. 22-25).

La investigación realizada a escala laboratorio fue desarrollada a través del auspicio del proyecto interno EPN-PII-DCN-003-2016 que se titula "Estudio de la degradación de colorantes y tensoactivos mediante la aplicación de ozono y la combinación con peróxido de hidrógeno y un proceso foto-Fenton modificado con un agente quelante".

La caracterización fisicoquímica del efluente realizado en marzo de 2016 en el laboratorio del Departamento de Ciencias Nucleares de la Escuela Politécnica Nacional demuestra que parámetros como color real, tensoactivos, demanda química de oxígeno (DQO), demanda bioquímica de oxígeno (DBO), carbono orgánico total (COT), cloruros, sólidos suspendidos (SS) y sólidos totales (ST), se encuentran fuera de los límites máximos permisibles para descargas a un cuerpo de agua dulce y de los límites determinados por la empresa para recirculación del efluente, cuyos valores se encuentran descritos en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1. Resultados de la caracterización fisicoquímica del efluente en estudio, límites permisibles para descargas a cuerpos de agua y límites determinados por la empresa para recirculación del efluente

Parámetro	Unidad	Caracterización fisicoquímica inicial	Límites máximos permisibles para cuerpo de agua dulce	Recirculación al proceso productivo
DQO	mg/L	20 883,0	200,0	337,0
Color real	Pt-Co	238,0	Inapreciables 1/20	9,59
pH	-----	10,8	6,0-9,0	9,62
Tensoactivos	mg/L	12,9	0,50	3,15
DBO ₅	mg/L	4 773,0	100,0	205,46
Biodegradabilidad	----	0,22	----	----
COT	mg/L	6 656 ,0	----	----
Cloruros	mg/L	23,6	1 000,0	187,20
Sólidos suspendidos	mg/L	28 440,0	----	138,0
Sólidos totales	mg/L	38 685,0	1 600,0	2 100,0

(Ministerio del ambiente, 2015; Morales, 2017)

El estudio mencionado reportó que las mejores condiciones, para el tratamiento del efluente mediante un proceso de oxidación avanzada fueron: pH 9, concentración de peróxido de hidrógeno 30 % m/m y una dosis de ozono de 2,6 g/L, correspondiente a un tiempo de retención de 50 min. Esto permitió alcanzar porcentajes de remoción mayores al 70 %, como se muestra en la Tabla 1.2.

Mediante una comparación entre los resultados obtenidos, después del tratamiento realizado al efluente con los límites permisibles según la Normativa Ambiental del Ministerio del Ambiente en el Acuerdo Ministerial No. 097-A del Texto Unificado de la Legislación Secundaria, (2015), y los límites determinados por la empresa, se comprueba que el efluente puede ser recirculado al sistema de enfriamiento que tiene la empresa actualmente (Morales, 2017, p. 8).

Tabla 1.2. Resultados de la caracterización fisicoquímica del efluente después del tratamiento mediante ozono combinado con peróxido de hidrógeno

Parámetro	Unidad	Caracterización fisicoquímica final	% Remoción
DQO	mg/L	149,33	99,3
Color real	Pt-Co	4,33	98,2
pH	-----	8,10	---
Tensoactivos	mg/L	1,47	88,6
DBO ₅	mg/L	124,67	97,4
Biodegradabilidad	----	0,83	---
COT	mg/L	840,0	87,4
Cloruros	mg/L	18,63	21,0
Sólidos sedimentables	mL/L	0,23	95,0
Sólidos suspendidos	mg/L	112,67	99,6
Sólidos totales	mg/L	9 952,0	74,3

(Morales, 2017)

En este proyecto se plantea proporcionar una alternativa, el diseño de una planta de tratamiento, a través de la aplicación de un pretratamiento mediante precipitación química, seguido de un proceso de ozonificación combinado con peróxido de hidrógeno para la remoción de tensoactivos y colorantes presentes en aguas residuales de la parte industrial, procedentes de la elaboración de lavavajillas, con el objetivo de alcanzar las características necesarias que permita la descarga a un cuerpo de agua o la recirculación del efluente tratado y con ello reducir el impacto ambiental.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En este proyecto se realizó el diseño de una planta de tratamiento de aguas industriales provenientes del área de jabonería de una industria que fabrica tres tipos de lavavajillas, cuya producción es de 20 toneladas al día. Esta planta será complementaria al tratamiento fisicoquímico que posee la empresa en la actualidad

2.1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

La ubicación de la planta de tratamiento es una decisión estratégica que permite cumplir con los requerimientos y exigencias del proyecto en proceso, ayuda a minimizar costos de inversión y permite reunir los materiales necesarios, realizar los procesos del tratamiento y entregar el efluente con el costo total más bajo posible (Rivera, 2012). La localización de una planta de tratamiento se ubica de acuerdo con los dos siguientes criterios.

2.1.1. MACROLOCALIZACIÓN

La macrolocalización de una planta tiene como objetivo establecer el territorio o región donde habrá una interacción entre el proyecto y el medio, y requiere considerar los factores de localización con base en su alcance (Rivera, 2012).

La planta de tratamiento que se propone diseñar será ubicada en la provincia de Pichincha, cantón Rumiñahui, en el espacio disponible de la empresa, cuya área es 252 m². La planta se encontrará cerca de la materia prima, es decir, del efluente del área de jabonería, el cual será descargado mediante una tubería.

2.1.2. MICROLOCALIZACIÓN

La microlocalización de una empresa es el lugar exacto donde se ubicará la planta,

se debe tomar en cuenta estos factores: medios de transporte, condiciones ambientales, servicios básicos, entre otros (Rivera, 2012, p. 12).

La planta de tratamiento se construiría en el espacio establecido por la empresa, que tiene un área de 252 m² y se encuentra ubicada en el cantón Rumiñahui, parroquia Sangolquí, en el km 1/2 y Av. De los Shyris, cuyas coordenadas UTM (WGS 84), al este, norte, huso y hemisferio son: 783295,45 m; 9961934,30 m; 17 y sur respectivamente (Maps Pixelis, 2018).

En la Figura 2.1 se especifica la ubicación de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería dentro de la empresa.



Figura 2.1. Ubicación de la planta de tratamiento del efluente en estudio

La planta que se va a diseñar consta de tres etapas, la primera se trata del almacenamiento del efluente durante 24 h, para conseguir que el tratamiento sea

continuo. La segunda etapa es un pretratamiento que está conformada por la homogeneización, acondicionamiento 1 y sedimentación con el objetivo de remover la mayor cantidad de tensoactivos y sólidos suspendidos presentes en el efluente (Mañunga, Gutiérrez, Rodríguez y Villereal, 2010, p. 91)

Para finalizar el tratamiento habrá una tercera etapa que corresponde a un proceso de oxidación avanzada que consta de un acondicionamiento 2, acondicionamiento 3 y ozonificación. Estas etapas se muestran en la Figura 2.2.

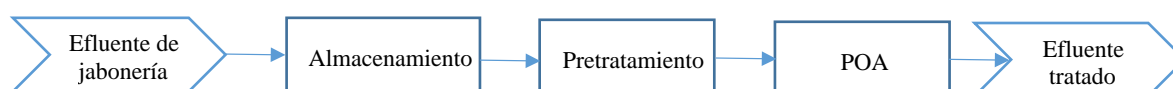


Figura 2.2 Etapas del tratamiento del efluente del área de jabonería

La planta de tratamiento será diseñada con base en las mejores condiciones de operación obtenidas a nivel laboratorio (Morales, 2017), mismos que se representan en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1. Mejores condiciones obtenidas en el proyecto de investigación que tiene como código PII-DCN-003-2016

Parámetro	Valor
Peróxido de hidrógeno	30 % m/m
pH de reacción con ozono	9
Dosis de ozono	2 600 mg/L
Cloruro de sodio (NaCl)	20 g/L de efluente

Antes de describir las operaciones unitarias para el tratamiento del efluente, se necesitará realizar un análisis del caudal del proceso productivo (Sinnott, 2005, pp. 15-17).

En el proyecto de investigación PII-DCN-003-2016 el efluente fue caracterizado al finalizar el tratamiento, cuyos valores se encuentran descritos en la Tabla 1.2, el cual cuenta con los parámetros necesarios para unirse a aguas residuales provenientes de procesos productivos de la empresa y pasar al tratamiento fisicoquímico convencional que posee la empresa en la actualidad.

2.2. ALMACENAMIENTO DEL EFLUENTE

Esta etapa es importante para conseguir que el proceso de tratamiento del efluente se realice en forma continua y no por lotes, ya que los reactores de ozonificación deben trabajar de forma continua, para evitar cualquier tipo de problemas operacionales (Langlais, Reckhow y Brink, 2010, pp. 230-234).

Además, al realizar el tratamiento en forma continua se evita construir equipos con dimensiones muy grandes, se reduce la cantidad de mano de obra directa y como el tratamiento es en línea, los problemas se los detecta fácilmente (Romero , 2016, pp. 123-127).

2.3. PRETRATAMIENTO DEL EFLUENTE DEL ÁREA DE JABONERÍA

El efluente del área de jabonería debe ser pretratado antes de ingresar al proceso de ozonificación, esto ayudó a reducir sólidos y tensoactivos presentes en el efluente que reducirían la eficiencia de la ozonificación. Además, permitió reducir la influencia de aniones como bicarbonatos y carbonatos, conocidos como “*scavengers*”, quienes inhiben el tratamiento de oxidación, debido a que reaccionan con los radicales hidroxilos ($\cdot\text{OH}$) y producen compuestos no deseados (Von Sonntag y Von Gunten, 2012, pp. 12-15).

Por lo tanto, el efluente ingresará a la subetapa de homogeneización para superar problemas operacionales causados por variaciones del caudal. En este proceso se controla el pH para minimizar los requerimientos posteriores de dosificación en las siguientes etapas y se uniformizó la carga de sólidos (Romero, 2016, p. 305).

Luego de la homogeneización el efluente pasó a un acondicionamiento 1 (2 485,40 kg/h). En esta etapa se adicionó cloruro de sodio (NaCl) de concentración del 30 % m/m, el cual aportó fuerza iónica que permitió desestabilizar la suspensión

coloidal formada por los contaminantes presentes en el efluente y se obtuvo como resultado la aglomeración de partículas, lo cual facilitó la precipitación en el sedimentador primario (Corporación Universitaria Adventista, 2011).

Después del acondicionamiento 1, el efluente ingresa al proceso de sedimentación primaria, este tanque ayuda a separar la mayor cantidad de sólidos sedimentados. Terminada la etapa de pretratamiento, el efluente continuó con la aplicación del proceso de oxidación avanzada, es decir, con la etapa 3.

2.4. OZONIFICACIÓN DEL EFLUENTE

Posterior a la sedimentación, el efluente ingresará a una segunda etapa de acondicionamiento, en la cual se adicionará peróxido de hidrógeno (30 % m/m), éste ayudará a incrementar la generación de radicales hidroxilo ($\bullet\text{OH}$) (Merenyi, Lind, Naumox y Sonntang, 2010), este mecanismo se muestra en las Ecuaciones 2.1 y 2.2:



Como se puede observar en la Ecuación 2.1 el peróxido de hidrógeno reacciona en medio acuoso y se obtiene como producto al anión hidroperóxido. Cuando el efluente ingresa al reactor de ozonificación se produce la reacción entre el anión hidroperóxido y el ozono, lo que da lugar a la generación de los radicales hidroxilo ($\bullet\text{OH}$) (Ríos, 2014, pp. 1-257).

Al adicionar peróxido de hidrógeno, el pH del efluente pasa de 10 a 11 aproximadamente, sin embargo, según ensayos realizados a escala de laboratorio, se tiene una mayor degradación de la materia orgánica cuando se trabaja con un pH de 9. Por lo tanto, para alcanzar este valor, el efluente pasa a una tercera etapa de acondicionamiento, donde se añade ácido sulfúrico (H_2SO_4) al 95 % m/m de concentración (Mañunga et al., 2010, pp. 23-27).

El efluente procedente de la etapa de acondicionamiento 3 ingresó a los reactores de ozonificación, donde ocurrió una reacción entre el efluente y el ozono. El ozono se descompone y da como resultado la formación de radicales hidroxilo ($\bullet\text{OH}$), los cuales son los responsables de la degradación de la materia contaminante y de la ruptura de enlaces azo y anillos aromáticos, entre otros, pertenecientes a los colorantes antraquinónicos que posee el efluente (Lotito, Fratino, Bergna y Dilaconi, 2012, pp. 262-264; Langlais et al., 2010, p. 407).

2.4.1. PRODUCCIÓN DE OZONO

El sistema seleccionado para la producción de ozono es de presión baja, debido a que estos sistemas son económicos en cuanto a implementación y mantenimiento, además las pérdidas de presión son muy pequeñas en comparación a los sistemas que trabajan con presiones altas (Langlais et al., 2010, p. 235).

Se debe preparar el gas de alimentación para la generación de ozono, en este caso se captó aire ambiental con la ayuda de un compresor. Luego se eliminó partículas de polvo presentes en el aire por medio de un filtro (Matec , 2012).

El aire filtrado ingresa a un soplador, que permite que el volumen del sistema sea constante y trabaja con una presión de 0,7 bar. La temperatura del aire que pasa por este equipo alcanza los 90 °C. Sin embargo, el aire debe tener máximo una temperatura de 10 °C para que la eficiencia de este sistema sea del 80 %, debido a esto, el aire caliente ingresa a un intercambiador de calor, para alcanzar la temperatura necesaria. El tipo de intercambiador de calor que se emplea en la planta de tratamiento es de tubos y coraza gas-agua (Langlais et al., 2010, pp. 354362).

El aire que sale del intercambiador de calor ingresa a un sistema de secado, ya que la capacidad de retención de humedad del aire es alta. Este sistema cuenta con un secador refrigerante que permite eliminar el 80 % de la humedad entrante del aire.

Después del secador se coloca un desecador que emplea como medio de adsorción sílica gel, lo que permite eliminar la humedad sobrante del aire (Langlais et al., 2010, pp. 350-354).

El ozono producido mediante un generador de ozono se divide en tres etapas, esto permite mantener la demanda de ozono residual dentro del rango máximo permitido según el Anexo 4 del Libro VI de la Norma Técnica Ambiental Ecuatoriana, (Ministerio del Ambiente del Ecuador, 2015, pp. 286-340) y de esta manera asegurar el adecuado consumo de ozono.

2.4.2. DESTRUCCIÓN DE OZONO RESIDUAL

El ozono residual debe ser destruido antes de salir al medio ambiente, la concentración de gas ozono debe bajar de 500,00 ppm a 0,10 ppm en volumen, para evitar que los operarios de la planta de tratamiento se encuentre expuesto (González, 2015, pp. 409 y 410).

Mediante el método de destrucción térmico/catalítico, se empleó un dispositivo manufacturado con acero inoxidable, que constó de dos cámaras. El gas ingresó por la parte inferior de la unidad de destrucción, pasó por un separador de neblina y luego un equipo de calefacción calentó al gas hasta alcanzar una temperatura de 70 °C aproximadamente, donde el 80 % del ozono se transformó en oxígeno (Zonosistem, 2010).

El proceso de destrucción de ozono finalizó cuando el gas pasó por un catalizador, el cual convirtió el 20 % restante del ozono residual a oxígeno. El tiempo de reacción es 1/5 del tiempo de reacción requerido para el método de destrucción térmico, y los requisitos de energía son mínimos (Zonosistem, 2010).

El reactor térmico/catalítico fue colocado encima del reactor de ozono y se mantendrá fijo por mallas que estuvieron ubicadas en las partes inferior y superior del dispositivo (Ures, Jácome y Suárez, 2015, p. 10).

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

El diseño de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería se realizó en función de normas establecidas: ANSI S5.1, S5.3 y S5.4; API 620, 650 y 14E; y ASME, que permitieron diseñar y dimensionar a los equipos y accesorios empleados en la planta.

3.1. EQUIPOS PRINCIPALES

Los equipos principales que forman parte del proceso de tratamiento en la planta que se diseñó son: tanque de almacenamiento, tanque de homogeneización, sedimentador primario, tres tanques de acondicionamiento y tres reactores de ozonificación.

3.1.1. TANQUE DE ALMACENAMIENTO

El volumen de operación de este tanque se determinó con base en la Ecuación 3.1 (Metcalf y Eddy, 2003, p. 245). El tiempo de residencia de este tanque fue de 24 horas, ya que se esperó las tres descargas provenientes de los reactores del área de jabonería, y así se obtuvo el caudal necesario determinado en el Anexo A.I, para realizar el tratamiento del efluente de forma continua.

Con base en el balance de masa determinado en el Anexo A.II y la Ecuación 3.2 se determinó el volumen nominal del tanque de almacenamiento, con un factor de seguridad del 20 %, cuyo valor fue sugerido por Peters y Timmerhaus, (2002), para cumplir con todas las medidas de seguridad p. 37).

$$V_{ope} = \frac{m}{\rho_L} \quad [3.1]$$

Donde:

V_{ope} : Volumen de operación [m^3]
 m : Masa del efluente [kg]
 ρ_L : Densidad del efluente [kg/m^3]

$$V_{\text{nom}} = V_{\text{ope}} \times f \quad [3.2]$$

Donde:

V_{nom} : Volumen nominal [m^3]
 f : Factor de seguridad

El espesor de todos los tanques de la planta de tratamiento se determinó según *American Society of Mechanical Engineers*, (2007), el cual establece la Ecuación 3.3 (p. 23).

$$t_d = \frac{\rho_L \times D \times H \times G}{2 \times S_d \times E \times 1000} + CA \quad [3.3]$$

Donde:

t_d : Espesor de los tanques [mm]
 ρ_L : Densidad del efluente [kg/m^3]
 D : Diámetro del tanque [m]
 H : Altura de diseño del nivel del líquido [m]
 G : Aceleración de la gravedad [m/s^2]
 E : Eficiencia de unión soldada
 S_d : Esfuerzo máximo permisible [N/mm^2]
 CA : Corrosión permisible de acuerdo con el material [mm]

El valor que se debe tomar de CA es de 4 mm para todos los tanques que tienen como material polipropileno, para los reactores de ozonificación se tomó un valor de 5 mm (Towler y Sinnott, 2013, pp. 980-985 y 1038-1040).

El material seleccionado para este tanque será de polipropileno, por lo que su tensión máxima permisible es de 34,5 MPa (Cornish , 2010).

Según la norma *American Petroleum Institute (API) 650 “Welded tanks for oil storage”* (2013), la boquilla de entrada debe ser instalada 0,30 m desde la altura del tanque hacia abajo y la boquilla de salida debe ser instalada 0,30 m desde el fondo del tanque hacia arriba. La determinación de la temperatura de diseño se aplicó la Ecuación 3.4 contenida en esta norma (pp. 331 y p. 1-1) y la temperatura de operación se determinó con base en el balance de Energía, cuyos cálculos se encuentran en el Anexo A.III. El criterio se aplicó en cada tanque de la planta.

La relación entre la altura y el diámetro del tanque de almacenamiento fue considerada como 1:1. La forma de este equipo fue cilíndrica-vertical (Metcalf y Eddy, 2003, pp. 533-535).

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{amb}} + 10 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad [3.4]$$

Donde:

$T_{\text{diseño}}$: Temperatura de diseño [$^{\circ}\text{C}$]

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

La temperatura ambiente se tomó en cuenta la de Sangolquí, lugar donde estará ubicada la planta de tratamiento, y es $17 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

La presión de operación de los tanques se calculó con la Ecuación 3.5 según la sección V del código API 620, *“Design and construction of large, welded, low pressure storage tanks”*, (API, 2002, p. 5-1).

$$P_o = (P_e * H) * \frac{14,70 \text{ psi}}{101\,325,00 \text{ Pa}} + P_{\text{atm}} \quad [3.5]$$

Donde:

P_o : Presión de operación

P_e : Peso específico del efluente [Pa/m]

H: Altura del equipo [m]

P_{atm} : Presión atmosférica [psi]

La presión atmosférica del sitio de ubicación de la planta de tratamiento es 0,74 atm (Agencia Espacial Civil Ecuatoriana, 2017).

La presión de diseño de todos los tanques de esta planta de tratamiento se obtuvo al multiplicar por el factor de seguridad del 20 %, necesario para cumplir medidas de seguridad (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37)

$$P_d = P_o * f + P_o \quad [3.6]$$

Donde:

P_d : Presión de diseño [psi]

f: Factor de seguridad

3.1.2. TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN

Se diseñó un tanque de homogeneización, para esto se calculó su volumen de operación mediante un diagrama de masas, en el cual se graficó el caudal acumulado vs la hora del día (Romero , 2016, p. 230).

El caudal promedio diario, en el diagrama de masas se representa por una recta que une el origen con el punto final de la curva del caudal acumulado. Para determinar el volumen requerido del tanque se trazaron dos tangentes paralelas a la recta que representa el caudal promedio por los puntos más bajos y altos, finalmente se determina la distancia vertical desde el punto de tangencia a la recta que representa el caudal promedio (Romero , 2016, pp. 307, 308).

El volumen total de operación del tanque de homogeneización fue el mayor valor obtenido de los diagramas de masa realizadas en el Anexo A.IV, y así se evitar desbordamientos en el tanque (Romero , 2016).

Luego de haber determinado el volumen de operación y con un factor de seguridad

del 20 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37), se calculó el volumen nominal con base en la Ecuación 3.2.

Para evitar la acumulación de sólidos en el fondo del tanque, facilitar el mantenimiento de este y obtener una mezcla completa; la geometría sugerida por Romero es cilíndrica con una pendiente en el fondo, (2016, pp. 306 y 307).

La relación entre el diámetro - profundidad es 1:1, la pendiente del fondo es 12:1 y la profundidad está entre el rango de 1,5 a 2,0 m (Romero, 2016, p. 309).

El tiempo que debe estar el efluente dentro del tanque de homogeneización se determinó a partir de la Ecuación 3.7 (Metcalf y Eddy, 2003, p. 41).

$$t_r = \frac{V_{nom}}{Q_{opm}} \quad [3.7]$$

Donde:

t_r : Tiempo de residencia [h]
 Q_{opm} : Caudal de operación [m^3/h]

Según la sección I del código API 650, (2013), los tanques sin techo se utilizan para almacenar productos que no se evaporen con la atmósfera o que no sea importante si se contaminan como en el caso de agua cruda, residual, contra incendios, etc. Por esta razón los tanques que se diseñaron en este proyecto no poseen techo.

Romero, (2016, p. 316), recomienda que los tanques de homogeneización pueden ser construidos de concreto y de polipropileno, por motivo de costos el material seleccionado para el tanque de homogeneización fue de polietileno.

Mediante las Ecuaciones 3.3, 3.4, 3.5 y 3.6 se determinó el espesor, presión y temperatura del tanque de homogeneización.

3.1.3. TANQUES DE ACONDICIONAMIENTO

El efluente de la planta de tratamiento debe ser acondicionado por tres ocasiones, por lo tanto, se diseñaron tres tanques de acondicionamiento. El volumen de operación de estos tanques fue determinado con base en el caudal máximo y se consideró un tiempo de residencia para mezcla rápida, es decir, 20 min mediante la Ecuación 3.7 (Metcalf y Eddy, 2003, p. 247).

Para estos tanques se tomó en cuenta un factor de seguridad del 20 % para el sobredimensionamiento, este factor de seguridad permitirá que no exista desborde en el tanque de homogeneización (Peters y Timmerhaus, 2002, pp. 35-37).

Con respecto a la temperatura de diseño, presión de operación, presión de diseño y espesor se calcularon mediante las Ecuaciones 3.3, 3.4, 3.5 y 3.6.

Se consideraron propiedades como resistencia a la corrosión, resistencia mecánica y disponibilidad para seleccionar el material de fabricación de estos tanques (ASME SA 36, 2007).

Cada uno de estos tanques cuenta con un sistema de agitación mecánica, el cual será dimensionado con base en las ecuaciones de la Sección 3.2.5.

3.1.4. SEDIMENTADOR PRIMARIO

Se determinó la velocidad de sedimentación mediante la Ecuación 3.8 (OPS, 2005, p.21).

$$V_s = \frac{1}{18} \times g \times \left(\frac{\rho_s - 1}{\mu} \right) \times d^2 \quad [3.8]$$

Donde:

Vs: Velocidad de sedimentación [m/s]

- g: Aceleración de la gravedad [9,80 m/s²]
 ρ_s: Densidad de los lodos [kg/m³]
 μ: Viscosidad dinámica del efluente [Pa×s]
 d: Diámetro de la partícula [m]

El área superficial del sedimentador primario se determinó con base en la Ecuación 3.9 (OPS, 2005, p. 20).

$$A_s = \frac{Q}{V_s} \quad [3.9]$$

Donde:

A_s: Superficie necesaria para el espesado de sólidos [m²]

Q: Caudal de entrada [m³/s]

El sedimentador primario tiene forma circular, debido a que estos sedimentadores son más económicos que los rectangulares y la extracción de los lodos es más fácil, por lo tanto, se calcula el diámetro con la Ecuación 3.10 (Romero, 2016, pp. 645-649).

$$D_t = \sqrt{\frac{4A_s}{\pi}} \quad [3.10]$$

Donde:

D_t: Diámetro del tanque de sedimentación [m]

A_s: Superficie necesaria para el espesado de sólidos [m²]

Con la sedimentación se logró separar los precipitados formados por la adición de cloruro de sodio (concentración del 98 % m/m) al efluente. La altura de la parte superior del sedimentador se determina con base a la Ecuación 3.11 (Morales, 2017, p. 5).

$$H_1 = \frac{2}{3} D_t \quad [3.11]$$

Donde:

H_1 : Altura de la parte superior del sedimentador [m]

D_t : Diámetro del tanque de sedimentación [m]

Después de calcular la altura de la parte superior del sedimentador, es decir, sin la parte cónica de éste, se procede a determinar la altura total del sedimentador mediante la Ecuación 3.12 (OPS,2005, p. 16).

$$H_{\text{total}} = H_1 + P_e \times D_t \quad [3.12]$$

Donde:

H_{total} : Altura total del sedimentador primario [m]

P_e : Pendiente en el fondo del sedimentador [m]

Una vez obtenida la altura del sedimentador, se determinó el volumen de la parte superior del tanque mediante la Ecuación 3.13 (OPS, 2005, p. 17)

$$V_1 = \pi \times \frac{D_t^2}{4} \times H_1 \quad [3.13]$$

Donde:

V_1 : Volumen del sedimentador de la parte superior [m³]

Además, se determinó el volumen de la parte cónica formada con una pendiente del 8 % con base en la Ecuación 3.14 (OPS, 2005, p. 17).

$$V_{\text{cónico}} = \frac{1}{3} \times P_e \times H_1 \times \pi \times \frac{D_t^2}{4} \quad [3.14]$$

Donde:

$V_{\text{cónico}}$: Volumen de la parte cónica del sedimentador [m³]

Por lo tanto, el volumen total del sedimentador primario se obtiene mediante la

Ecuación 3.15 (OPS, 2005, p.18).

$$V_{\text{total}} = V_1 + V_{\text{cónico}} \quad [3.15]$$

Dependiendo de la carga superficial del sedimentador primario, se determinó el tiempo de residencia, en la Tabla 3.1 se muestra la relación entre el tiempo de residencia y la carga superficial de un sedimentador primario (Romero, 2012, p. 640).

Tabla 3.1. Estándares de diseño de sedimentadores primarios

Tipo de tratamiento	Carga superficial [m/d]	Tiempo de retención [h]
Primario	32-48	1,5-2,5
Secundario	100-150	2,5-4,5

(Romero, 2016, pp. 640-642).

Los lodos se depositarán en la tolva del sedimentador y serán extraídos mediante un sistema de bombeo hacia tanques de espesamiento donde también se recolectan los lodos del proceso fisicoquímico de las aguas residuales de los otros procesos productivos de la empresa.

3.1.5. REACTOR DE OZONIFICACIÓN

En el diseño del reactor de ozono se considera la cinética del proceso obtenida en el proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico no publicado (Morales, 2017, pp.4-6), la cual permite determinar el mejor tiempo de residencia, con este valor se determinó el volumen de operación, volumen nominal y las dimensiones del reactor mediante las Ecuaciones 3.1 y 3.2 (Romero, 2012). Según Peters y Timmerhaus, (2002), se debe utilizar un factor de seguridad del 20 % para el sobre dimensionamiento del volumen del reactor. La forma de los reactores fue cilíndrica vertical, ya que el ozono debe ingresar por la parte inferior del reactor (Langlais et al., 2010).

Se establece que la altura del reactor de ozono debe ser 5 veces mayor que el diámetro, esto asegura un mejor contacto entre el ozono y el efluente (Perry, Green y Maloney, 2001, pp. 23-44). Como el ozono es una sustancia corrosiva, el material de los tres reactores fue de acero inoxidable (Langlais et al., 2010, p. 438).

Los difusores de ozono fueron colocados en cada reactor a 0,6 m por encima del fondo del reactor. Debido a la generación de espuma por la reacción entre el efluente y el ozono se considera un espacio libre dentro de los reactores este valor fu de 0,6 m, por lo tanto, a la altura del reactor de ozono se suma este espacio extra (Langlais et al., 2010, p. 413).

3.2. DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES SECUNDARIOS Y ACCESORIOS

Los equipos secundarios de la planta de tratamiento son: tanques de almacenamiento de los reactivos necesarios para el proceso, válvulas, tuberías, bombas, sistema de preparación del gas de alimentación para el generador de ozono y sistema de agitación en el tanque de homogeneización y en los tres tanques de acondicionamiento.

3.2.1. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

La planta de tratamiento necesitó de dos tanques de almacenamiento para los reactivos empleados en el tratamiento del efluente industrial, es decir, para el peróxido de hidrógeno 30 % m/m y otro para el ácido sulfúrico 95 % m/m. El dimensionamiento de estos tanques se desarrolló con base en los criterios de diseño descritos en la Sección 3.1.1.

El material de estos tanques fue el polipropileno que según Greco son adecuados para almacenar este tipo de reactivos (2013, pp. 25 y 46).

3.2.2. TUBERÍAS Y BOMBAS

Las tuberías fueron dimensionadas con base en los criterios de caída de presiones permisibles según la norma API RP 14E “*Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*” (American Petroleum Institute, 2003).

El material se seleccionó de acuerdo con las características del efluente, temperaturas y presiones de diseño con base en la norma ASME B31.3 (American Society of Mechanical Engineers, 2007, pp. 12-37).

Con base en la Ecuación 3.16 se determinaron las velocidades del efluente en cada tramo de tubería (Metcalf & Eddy, 2003, p. 354).

$$V_i = \frac{Q}{A} \quad [3.16]$$

Donde:

V_i : Velocidad en la tubería [m/s]

A : Área transversal de la tubería [m²]

El rango de las velocidades de succión y descarga máximo permisibles con base en el tipo de bomba que se utilizara en la planta de tratamiento se describen en la Tabla 3.2

Tabla 3.2. Valores de las velocidades permisibles de succión y descarga

Tipo de bomba	Velocidad de succión (m/s)	Velocidad de descarga (m/s)
Bomba centrífuga	0,60 – 0,90	1,80-2,70
Bomba de desplazamiento positivo	0,30 – 0,60	0,90-1,80

(API Recommended Practice 14E, 2003, pp. 14-15)

Las pérdidas por fricción en todas las tuberías se determinaron con la Ecuación 3.17 (Streeter, Wylie y Bedford, 2010, p. 289).

$$h_f = f \times \frac{V_i^2}{2 \times g} \times \frac{L}{D} \quad [3.17]$$

Donde:

h_f : Cabeza de pérdida de carga en tuberías [m]

f : Factor de fricción

L : Longitud de la tubería [m]

D : Diámetro de la tubería [m]

Mediante el Diagrama de Moody (Figura 3.1), se determinó el factor de fricción, el cual relaciona la rugosidad relativa con el número de Reynolds, las mismas que fueron determinadas con las Ecuaciones 3.18 y 3.19 respectivamente (Streeter et al., 2010, p.293).

$$R_e = \frac{V \times \delta \times D_i}{\mu} \quad [3.18]$$

Donde:

R_e : Número de Reynolds

D_i : Diámetro interno de la tubería [m]

$$R_{\text{relat}} = \frac{\varepsilon}{D_i} \quad [3.19]$$

Donde:

R_{relat} : Rugosidad relativa

ε : Rugosidad absoluta dependiendo el material [mm]

La pérdida de carga para los accesorios se determina con la Ecuación 3.20 (Mott, 2006, p.171)

$$h_{f_{ac}} = k \times \frac{V^2}{2 \times g} \quad [3.20]$$

Donde:

hf_{ac} : Pérdida de carga para los accesorios [m]

k: Coeficiente de pérdida por fricción

Los coeficientes de pérdida de carga (k), característicos de cada accesorio se representan en el Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Coeficientes de pérdida por fricción

Accesorios	Coeficiente de pérdida por fricción
Válvula de retención (totalmente abierta)	10,00
Válvulas de check (totalmente abierta)	2,50
Válvula de bola (totalmente abierta)	10,00
Tee estándar	1,80
Codo de 90°	0,90
Pérdidas en la salida de la tubería	1,00
Pérdidas en la entrada de la tubería	0,50

(Mott, 2006, p. 175)

La altura total de una bomba se determinó mediante la Ecuación 3.21 (Streeter et al., 2010, p.210).

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2 \times g} + Z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2 \times g} + Z_2 + hf_s + hf_d + hf_{ac} \quad [3.21]$$

Donde:

P_1 : Presión en el punto 1 [N/m²]

P_2 : Presión en el punto 2 [N/m²]

V_1 : Velocidad en el punto 1 [m/s]

V_2 : Velocidad en el punto 2 [m/s]

g: Aceleración de la gravedad [m²/s]

Z_1 : Altura en el punto 1 [m]

Z_2 : Altura en el punto 2 [m]

γ : Peso específico [N/m³]

H_B : Altura generada por la bomba seleccionada [m]

hf_s : Cabeza de pérdidas por fricción en la succión [m]

hf_d : Cabeza de pérdidas por fricción en la descarga [m]

h_{fac} : Cabeza de pérdida de carga en los accesorios [m]

La potencia teórica se determinó con la Ecuación 3.22 (Peters et al., 2002, p. 37).

$$\text{Potencia}_{\text{bombaTeórica}} = Q \times \gamma \times H_B \quad [3.22]$$

La potencia real se calculó mediante la Ecuación 3.23, y se aplicó un factor de seguridad del 10 % (Towler et al., 2013, p. 199).

$$\text{Potencia}_{\text{bombaReal}} = \frac{\text{Potencia}_{\text{bombaTeórica}}}{\eta [\%]} \times 1,10 \quad [3.23]$$

Donde:

η : Eficiencia de la bomba [%]

La eficiencia de una bomba depende del tipo que se utilice, por ejemplo, para una bomba centrífuga la eficiencia varía entre el 45 y 80 %; para una bomba reciprocante el rango de eficiencia está en el 40 y 50 % (McCabe, Smith y Harriot, 2007, p. 221).

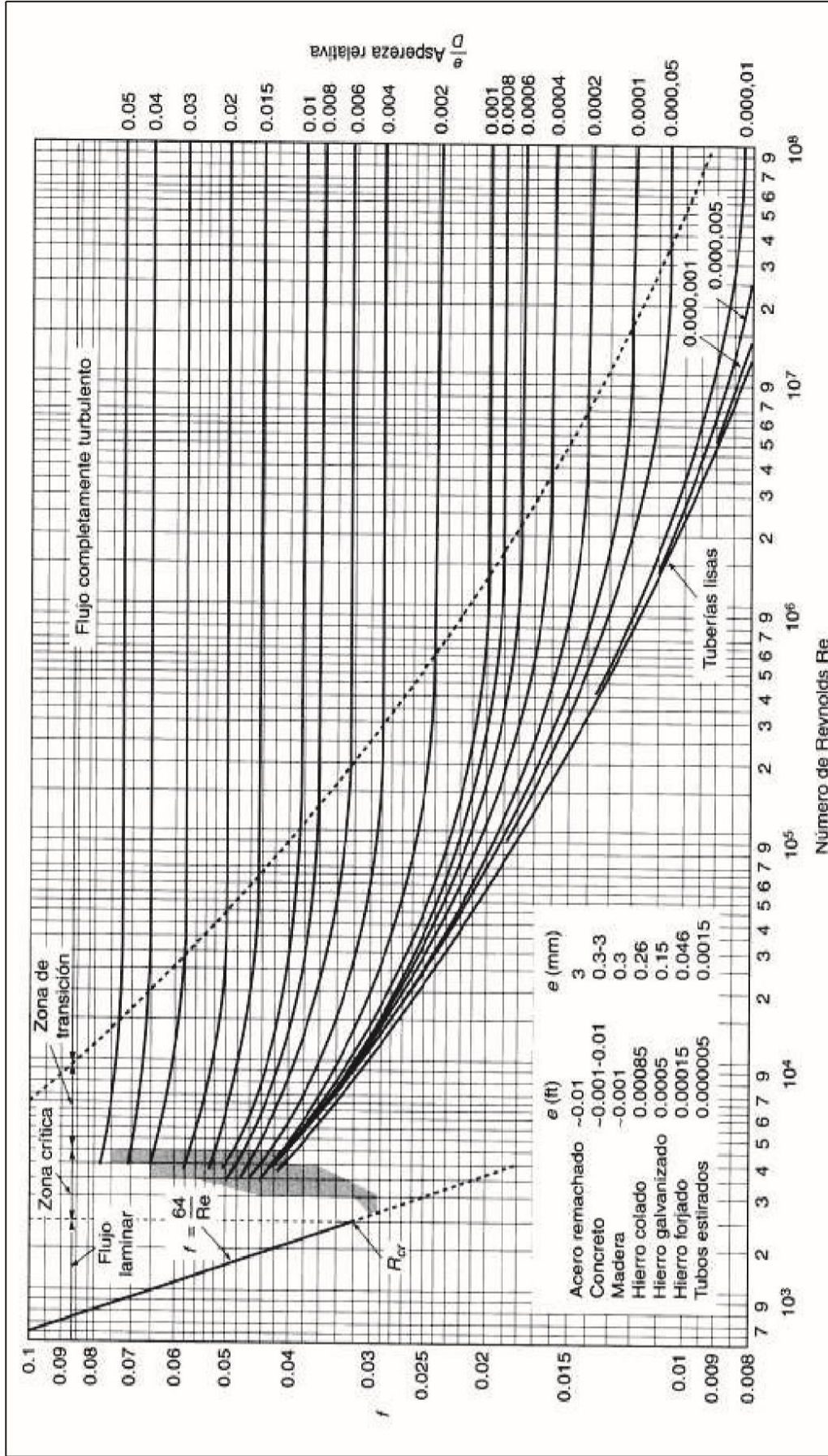


Figura 3.1 Diagrama de Moody (Streeter et al., 2010, p. 293)

3.2.3. VÁLVULAS

Se determinó la capacidad de las válvulas mediante la Ecuación 3.24 (Campo, 2014, pp. 335-338).

$$C_v = 1,169 \times k \quad [3.24]$$

Donde:

C_v : Capacidad de la válvula

k : Coeficiente de pérdida por fricción

Los valores de la constante de pérdida por fricción (k) se encuentran en la Tabla 3.3 (Guerra, 2007, p. 189).

3.2.4. SISTEMA DE PREPARACIÓN DEL GAS DE ALIMENTACIÓN Y DESTRUCCIÓN DE OZONO

El sistema de preparación del gas de alimentación para el generador de ozono es dimensionado con base en la cantidad de oxígeno necesario, la humedad relativa del aire y el tamaño de burbuja que se desea obtener (Romero, 2002, p. 389). Este sistema está constituido por los siguientes equipos:

- Compresor
- Filtro de aire
- Soplador de aire
- Intercambiador de calor gas-agua
- Secador refrigerante
- Desecador

Estos equipos fueron seleccionados de catálogos existentes en el mercado. Además, con base en la cantidad de ozono que se necesita producir para el tratamiento del efluente, se selecciona el generador de ozono, equipo esencial para

obtener la cantidad de ozono requerida para el tratamiento del efluente (Langlais et al., 2010, p. 440).

Para convertir el ozono residual a oxígeno se determinó la cantidad de ozono residual en cada uno de los reactores y con base a estas cantidades se seleccionó el sistema de destrucción adecuado (Environmental Protection Agency, 2012, pp. 3-14).

3.2.5. SISTEMA DE AGITACIÓN

Los tanques de homogeneización, acondicionamiento y mezclado necesitan tener un sistema de agitación mecánica, por lo tanto, estos sistemas son seleccionados con base en las dimensiones y en la potencia obtenidas con base en las Ecuaciones 3.25 a 3.33 (Metcalf y Eddy, 2003, pp. 244-247).

$$D_A = \frac{1}{3} D_T \quad [3.25]$$

Donde:

D_A : Diámetro del agitador [m]

D_T : Diámetro del tanque [m]

$$E = \frac{1}{3} D_T \quad [3.26]$$

Donde:

E : Distancia desde el fondo del tanque al centro del agitador [m]

$$W = \frac{1}{5} D_A \quad [3.27]$$

Donde:

W : Ancho de la paleta del agitador [m]

$$L = \frac{1}{4} D_T \quad [3.28]$$

Donde:

L: Largo de la paleta del agitador [m]

$$\frac{r}{2} = \frac{1}{8} D_A \quad [3.29]$$

Donde:

r/2: Longitud de las paletas del impulsor montadas en el disco central [m]

$$H = D_T \quad [3.30]$$

Donde:

H: Altura del tanque [m]

$$A_1 = \frac{1}{10} D_T \quad [3.31]$$

Donde:

A₁: Ancho de los deflectores [m]

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

Donde:

S: Diámetro del disco central del agitador [m]

$$P = G^2 \times \mu \times V \quad [3.33]$$

Donde:

P: Potencia del agitador [W]

G: Gradiente de velocidad [m/s]

μ: Viscosidad dinámica del fluido [Pa.s]

V: Volumen del tanque [m³]

En la Tabla 3.4 se encuentran los valores de gradiente de velocidad (G) con respecto al tiempo de residencia de los procesos de tratamiento de aguas residuales.

Tabla 3.4. Valores del gradiente de velocidad en función del tiempo de residencia

Proceso	Tiempo de residencia [min]	Valor de G [s ⁻¹]
Operaciones de mezcla rápida típicas	5-20	25,00-150,00
Mezcla rápida en procesos de filtración de contacto	≤1-5	150,00-750,00
Procesos de floculación típicamente empleados	10-30	20-80

(Metcalf y Eddy, 2003, p. 245)

4. DISEÑO DE LA PLANTA

La planta de tratamiento del efluente proveniente del área de jabonería se detalla con los diagramas BPF, PFD Y PI&D.

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BPD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

4.1.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BPF

Después de determinar el caudal como se puede observar en el Anexo A.I se determinaron las corrientes de entrada y salida en cada etapa del proceso del tratamiento del efluente del área de jabonería, cuyas corrientes se detallan en la Figura 4.1.

En la etapa de almacenamiento se determinó la masa del efluente que ingresó al tanque durante 24 horas, sin embargo, para las siguientes etapas del tratamiento se determinó el flujo del fluente, debido a que el proceso es de forma continua.

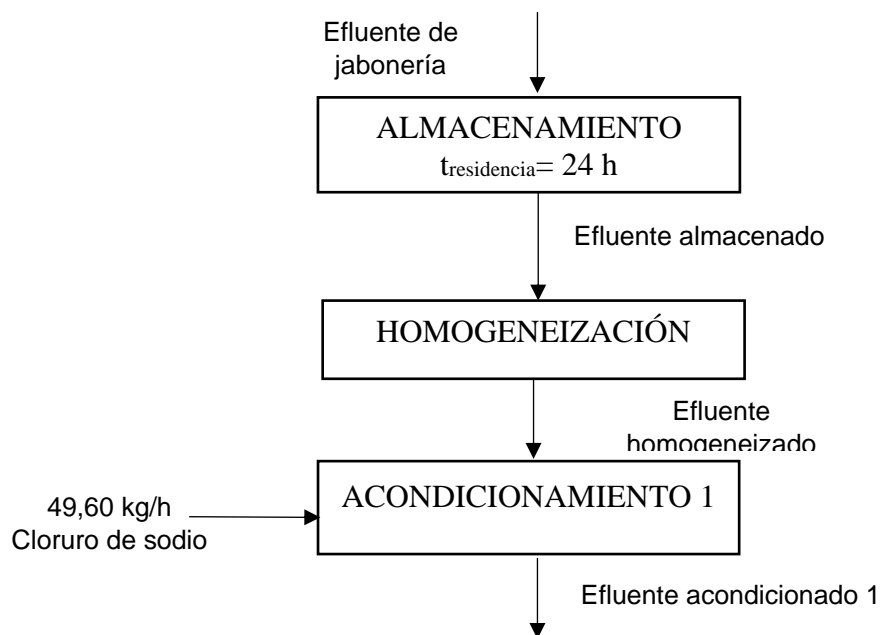


Figura 4.1 Diagrama de bloques BFD de la planta de tratamiento del efluente del área de jabonería

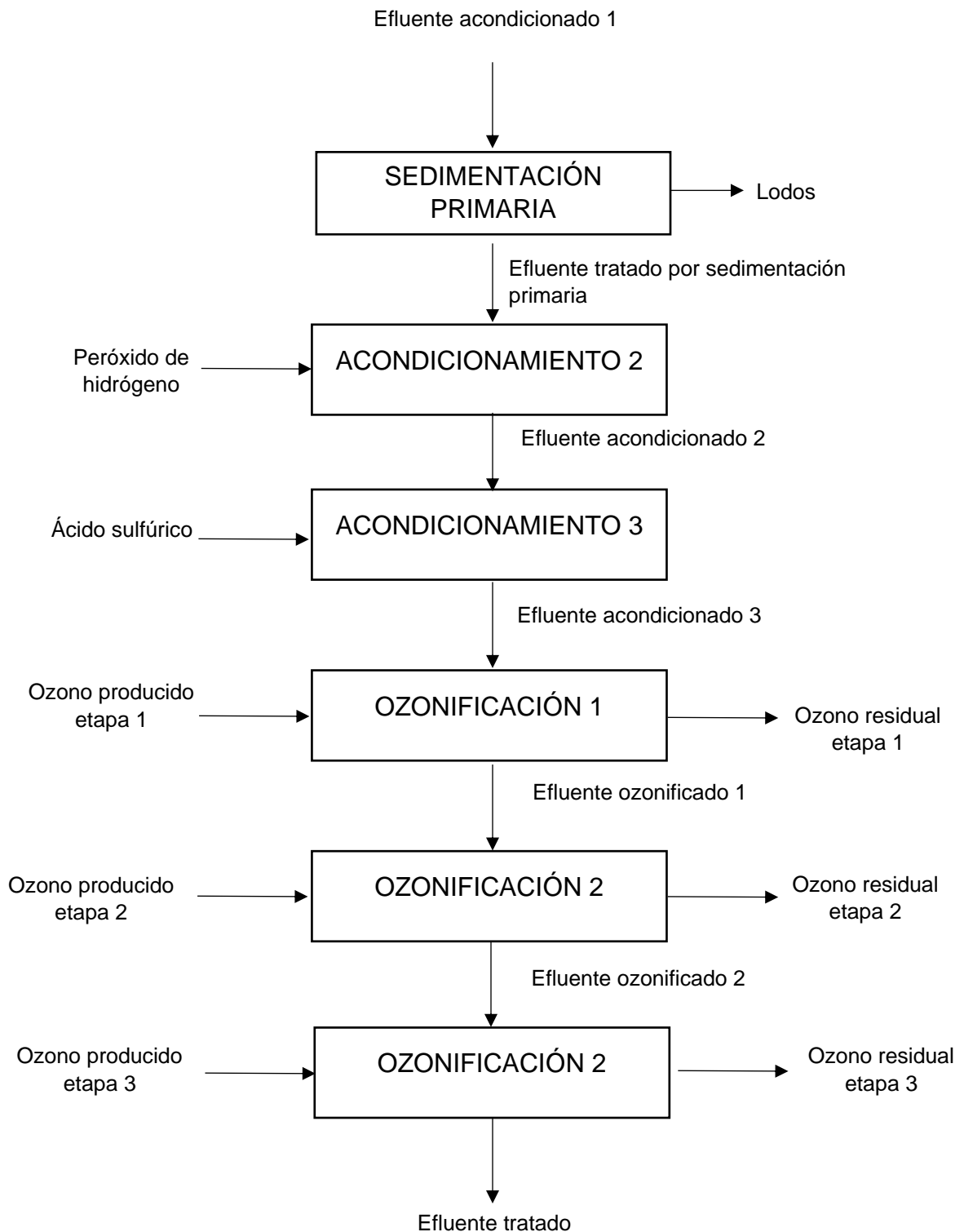


Figura 4.1. Diagrama de bloques BPD de la planta de tratamiento del efluente del área de jabonería, ozonificación (continuación...)

4.2. BALANCE DE MASA

Los resultados de los análisis complementarios, cuyos datos fueron utilizados para realizar el balance de masa se encuentran en el Tabla 4.1 y la metodología de cálculo se describe en el Anexo A.II.

Tabla 4.1. Resultados de análisis complementarios, necesarios para realizar el balance de masa

Parámetro	Valor	Unidad
Caudal mínimo diario	1,03	m ³ /h
Caudal promedio diario	2,48	m ³ /h
Caudal máximo diario	3,56	m ³ /h
Densidad del efluente a 18 °C	1 006,21	kg/m ³
Viscosidad dinámica del efluente	0,001150	Pa*s
Concentración del peróxido de hidrógeno	30 g por L de efluente	--
Densidad del peróxido de hidrógeno 30 % m/m	1 110,00	kg/m ³
Concentración del ácido sulfúrico 95 % m/m	0,15 mL para 200 mL de efluente	--
Densidad del ácido sulfúrico 95 % m/m	1 840,00 kg/m ³	kg/m ³
Sólidos suspendidos al inicio de la sedimentación	28 260,00 mg sólidos/L efluente	--
Sólidos suspendidos al final de la sedimentación	112,67 mg sólidos/ L efluente	--

(Morales, 2017, p. 4)

Los resultados de los análisis presentados en el Tabla 4.1 son diferentes a los resultados del proyecto de titulación que tiene como nombre “*Diseño de una planta de tratamiento de efluentes generados en la fabricación de productos de limpieza mediante un proceso de oxidación avanzada*”, el cual emplea el mismo efluente en estudio. Esto se debe a que la recolección del caudal se realizó en diferentes días y la empresa aumentó la producción de lavavajillas.

El balance de masa en cada etapa del tratamiento del efluente del área de jabonería se encuentra en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Resultados obtenidos en el balance de masa del tratamiento del efluente del área de jabonería

Corriente	Descripción	Flujo másico	Unidades	Flujo volumétrico	Unidades	Densidad [kg/m ³]
1	Efluente almacenado	2 495,40	kg/m ³	2,48	m ³ /h	1 006,21
2	Efluente homogeneizado	2 495,40	kg/m ³	2,48	m ³ /h	1 006,21
3	Cloruro de sodio (NaCl)	49,60	kg/m ³	---	m ³ /h	---
4	Efluente acondicionado 1	2 545,00	kg/m ³	2,53	m ³ /h	1 026,21
5	Efluente tratado por sedimentación	2 475,28	kg/m ³	2,41	m ³ /h	1 026,21
6	Lodos del sedimentador primario	69,72	kg/m ³	---	m ³ /h	---
7	Peróxido de hidrógeno 30 % m/m	8,19	kg/m ³	0,0073	m ³ /h	1 110,00
8	Efluente acondicionado 2	2 483,47	kg/m ³	2,42	m ³ /h	1 026,21
9	Ácido sulfúrico 95 % m/m	3,34	kg/m ³	0,00182	m ³ /h	1 840,00
10	Efluente acondicionado 3	2 486,81	kg/m ³	2,42	m ³ /h	1 027,61
11	Ozono producido etapa 1	6,82	kg/m ³	3,19	m ³ /h	2,14
12	Ozono residual etapa 1	0,54	kg/m ³	0,25	m ³ /h	2,14
13	Efluente ozonificado etapa 1	2 493,09	kg/m ³	2,43	m ³ /h	1 027,61
14	Ozono producido etapa 2	6,82	kg/m ³	3,19	m ³ /h	2,14
15	Ozono residual etapa 2	0,54	kg/m ³	0,25	m ³ /h	2,14
16	Efluente ozonificado etapa 2	2 499,37	kg/m ³	2,43	m ³ /h	1 027,61
17	Ozono producido etapa 3	6,82	kg/m ³	3,19	m ³ /h	2,14
18	Ozono residual etapa 3	0,54	kg/m ³	0,25	m ³ /h	2,14
19	Efluente tratado	2 505,65	kg/m ³	2,44	m ³ /h	1 027,61

4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería está diseñada para trabajar a partir del efluente recolectado durante 24 horas del día, ya que se tienen tres descargas por un día de producción.

Al comparar los parámetros fisicoquímicos del efluente tratado con los límites máximos permisibles para recirculación del efluente según la norma, se determina que el efluente puede ser recirculado al proceso productivo de la empresa.

En la Tabla 4.3 se presentan los resultados de la caracterización fisicoquímica del efluente al final del proceso y los límites máximos permisibles según el Anexo 1 del Libro VI del Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente: Norma de Calidad Ambiental y de Descarga de Efluentes al Recurso Agua (2015)., estos datos fueron obtenidos en el proyecto de titulación “*Estudio de la degradación de colorantes y tensoactivos mediante la aplicación de ozonificación y peróxido de hidrógeno*” (Morales, 2017, p. 4)

Tabla 4.3. Comparación entre la caracterización del efluente tratado y los límites permisibles para recirculación de un efluente según la normativa ambiental vigente

Parámetro	Unidades	Caracterización final del efluente	Límites máximos permisibles para recirculación del efluente
DQO	mg O ₂ /L	149,33	337,00
Color real	Pt-Co	4,33	9,59
DBO ₅	mg O ₂ /L	124,67	205,46

(Morales , 2017, p. 4)

Después de la producción de lavavajillas se realiza el lavado de los reactores, lo cual produce descargas de efluentes con tensoactivos y colorantes, en un día de producción normal se generan tres descargas, por este motivo y para que el proceso de tratamiento del efluente sea de forma continua se necesita recolectar todas las descargas en un tanque de almacenamiento, en el cual el tiempo de residencia del efluente será de 24 h.

Luego de recolectar las tres descargas, es necesario que el efluente ingrese al tanque de homogeneización durante 2,2 horas para regular parámetros como: pH, temperatura y caudal, cuyos parámetros permiten que el proceso continúe (Metcalf y Eddy, 2003, p.235).

En el tanque de homogeneización se controlará el nivel del efluente para evitar posibles desbordes y se debe realizar el mantenimiento una vez al mes porque la cantidad de sólidos suspendidos que contiene el efluente fue de 28 000,00 mg/L, con esto se impide el deterioro y el taponamiento de las tuberías, válvulas y bombas.

En el tanque de acondicionamiento 1 se añade cloruro de sodio, por lo que, el tiempo de residencia del efluente es de 20 min para alcanzar la disolución completa de la sal. En esta etapa del proceso se controlará el nivel del efluente y la dosificación de la sal en estado sólido. El mantenimiento debe ser mensual por la formación de precipitados y la alcalinidad del efluente (Romero , 2002, pp. 308-309).

Para eliminar los precipitados formados por la adición de la sal en el proceso anterior, se debe tener un tiempo de residencia de 1 hora en el sedimentador primario, tiempo en el cual los sólidos caen a la tolva colocada en la parte inferior del sedimentador (Langlais et al., 2010, pp. 413). En el sedimentador se debe controlar el flujo del efluente para evitar desbordamiento en el equipo. Los lodos serán bombeados hacia la piscina que tiene la empresa específicamente para estos, mediante la bomba PP-101. El mantenimiento del sedimentador se realizará una vez al mes debido a la cantidad de sólidos presentes en el efluente y sobre todo para remover los sólidos que se quedan en la tolva (Metcalf & Eddy, 2003, pp. 643-645).

Antes de ingresar al reactor de ozonificación, se debe añadir peróxido de hidrógeno, que proviene del tanque de almacenamiento de este reactivo, para elevar la concentración de radicales hidroxilos ($\bullet\text{OH}$), por lo que el tiempo de residencia en el tanque de acondicionamiento 2, es de 20 min para mezcla rápida. Se controlará el nivel del efluente, la conductividad y la dosificación del peróxido de hidrógeno. El mantenimiento se realizará una vez al mes (Romero, 2016, p. 240)

En la etapa anterior, el efluente adquiere un valor de pH 11; sin embargo, en el proyecto de titulación de Morales, (2017), se indica que el tratamiento tiene mayor eficiencia cuando el efluente ingresa al reactor de ozonificación, con un valor de pH 9, por lo tanto, para alcanzar este valor se añadirá ácido sulfúrico (95 % m/m)

en el tanque de acondicionamiento 3. Durante este proceso se controlará el nivel, conductividad y dosificación del ácido. Como en cada uno de los tanques descritos anteriormente, el mantenimiento será mensual (Metcalf & Eddy, 2003).

En las tres etapas de ozonificación el tiempo de residencia es de 50 minutos. La reacción entre el efluente y el ozono genera espuma, por lo que debe controlarse el nivel del efluente, el cual debe estar por debajo del espacio de cabeza establecido (Langlais et al., 2010, p.413). El mantenimiento de los reactores será entre 15 a 22 días, ya que, durante el proceso de ozonificación, existe la posibilidad de generar residuos orgánicos que resultan de la reacción entre el efluente y el ozono (Karthikeyan y Ranjith, 2007, p. 280).

El efluente después de pasar por las etapas de ozonificación se une al tratamiento fisicoquímico que posee la empresa actualmente, ya que cumple con los límites máximos permisibles para recirculación establecidos por la empresa, cuyos valores se encuentran en la Tabla 4.3.

Una vez determinadas las operaciones unitarias del proceso de tratamiento del efluente del área de jabonería, se procede a analizar la planificación de producción de la planta mediante el método de PERT (Figura 4.3) (*Program Evaluation and Review Technique*), que permite planificar proyectos en los que se debe coordinar muchas actividades. Este método permite representar de forma gráfica cada paso del proceso de tratamiento y calcular el tiempo de ejecución (Heizer y Render, 2009, p. 34).

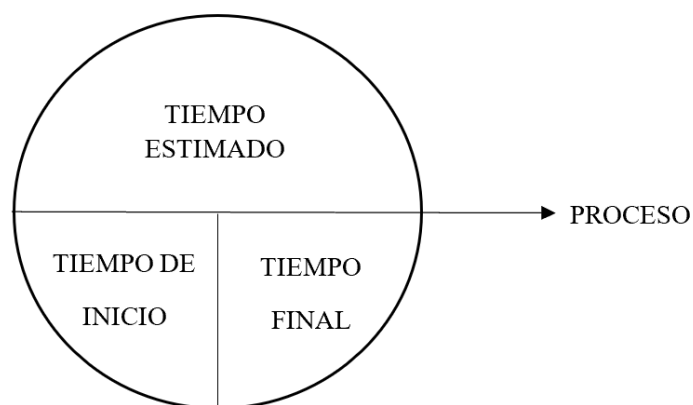


Figura 4.3. Descripción de la información de un nudo de la red de PERT

Donde:

Tiempo estimado: Tiempo que dura el proceso

Tiempo de inicio: Tiempo más cercano para que el proceso inicie

Tiempo final: Tiempo más lejano para que termine el proceso

El tiempo de inicio al principio del proceso es cero y el tiempo final es igual a la sumatoria del tiempo de inicio más el tiempo estimado, mientras se sigan añadiendo nodos, el tiempo de inicio es igual al tiempo final del nodo anterior (Heizer et al., 2009, pp. 68-70).

El tiempo estimado de cada etapa del proceso se determinó en el dimensionamiento de los equipos.

En la Tabla 4.4 se encuentran los tiempos para cada etapa del proceso del tratamiento del efluente del área de jabonería y en la Figura 4.4 se representa el diagrama de PERT.

Tabla 4.4. Actividades, código y tiempo estimado para cada etapa del proceso de tratamiento del efluente del área de jabonería

Actividades	Código	Tiempo estimado [min]	Tiempo estimado [h]
Almacenamiento	A1	1 440,00	24,00
Homogeneización	H	132,60	2,21
Acondicionamiento 1	A1	20,00	0,33
Sedimentación	S	60,00	1,00
Acondicionamiento 2	A2	20,00	0,33
Acondicionamiento 3	A3	20,00	0,33
Ozonificación 1	O1	20,00	0,33
Ozonificación 2	O2	20,00	0,33
Ozonificación 3	O3	20,00	0,33
TOTAL		101 556,00	29,29

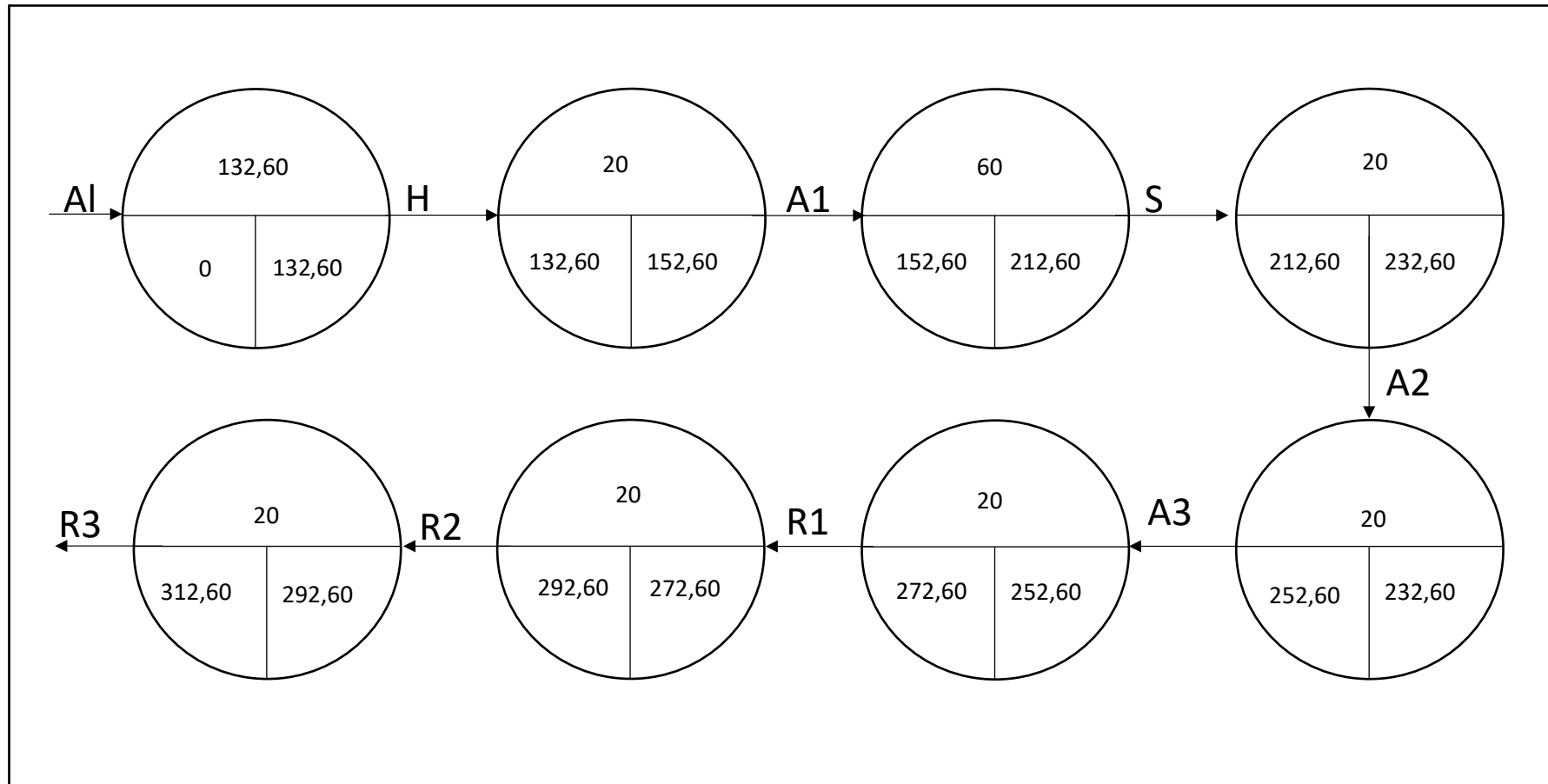
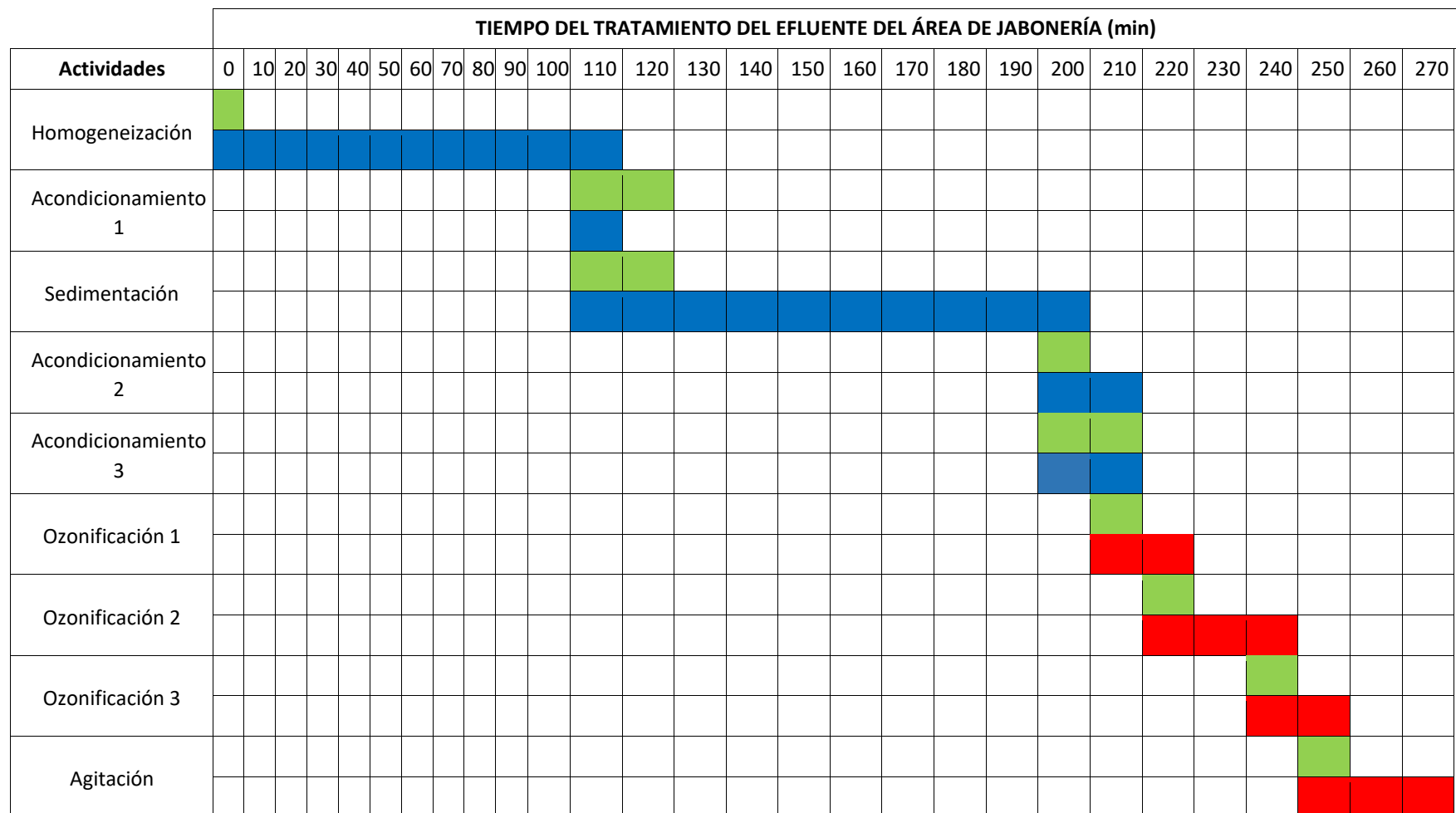


Figura 4.4. Diagrama de planificación de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería de forma óptima

Con base en la Tabla 4.5 se concluye que el proceso de tratamiento del efluente tiene una duración de 312,6 min, lo que demuestra que no se necesita colocar más unidades en paralelo, esto se debe a que se colocó un tanque de almacenamiento al principio del tratamiento para tener un flujo constante.

La planificación de la planta se termina con la representación de las zonas con mayor riesgo en el proceso y de las actividades que se llevarán a cabo, esto se consigue con la elaboración del diagrama de Gantt (Tabla 4.5), en el cual el color rojo indica que existen actividades críticas, en este caso son en los reactores de ozonificación por la alta presión que existe cuando se produce la reacción entre el efluente y el ozono. El color azul indica el inicio y la duración de las actividades que no representan algún riesgo. El color verde indica el inicio y la finalización más lejana de las actividades.

Tabla 4.5. Diagrama de Gantt de la planificación óptima de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería



4.4. BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía se realizó en cada uno de los tanques que forman parte de la planta de tratamiento del efluente y del intercambiador de calor que se utilizó en el sistema de producción de ozono, con base en la Ecuación 4.1, cuyos cálculos se encuentran descritos en el Anexo A.III (Incropera, 2010, pp 6-9).

$$Q_{\text{cond}} = Q_{\text{conv}} + Q_{\text{rad}} \quad [4.1]$$

Donde:

Q_{cond} : Flujo de calor por conducción en la pared del tanque[W]

Q_{conv} : Flujo de calor por convección al ambiente [W]

Q_{rad} : Flujo de calor por radiación al ambiente [W]

Las capacidades caloríficas de los reactivos se encuentran en la Tabla 4.6. y la capacidad del efluente se tomó como referencia a la del agua. La temperatura del efluente medida en el área de jabonería es de 50 °C.

Tabla 4.6 Valores de los calores específicos de los reactivos y del efluente a temperatura media

Reactivos	Cp [J/kg*K]
Peróxido de hidrógeno 30 % m/m	1 271,00
Ácido sulfúrico 95 % m/m	2 207,00
Agua	4 180,00
Ozono	816,00

(Perry y Timmerhaus., 2001, pp. 2-98, 2-108 y 2-353)

Con base en las Ecuaciones 4.2, 4,3 y 4,4 se determinó el flujo de calor por conducción, convección y radiación.

$$Q_{\text{cond}} = \frac{2 \times K_c \times H \times (T_{\text{in}} - T_{\text{ext}})}{\ln \frac{D_e}{D_i}} \quad [4.2]$$

Donde:

K_c : Conductividad térmica del material del equipo [W/m×K]

- H: Altura del equipo [m]
 T_{int}: Temperatura interna del equipo [K]
 T_{ext}: Temperatura externa del equipo [K]

$$Q_{\text{conv}} = h_c \times A \times (T_{\text{ext}} - T_{\text{amb}}) \quad [4.3]$$

Donde:

- h_c: Coeficiente de transferencia de calor [W/m²*K]
 A: Área del equipo lateral o superior [m²]
 T_{amb}: Temperatura ambiente [°C]

$$Q_{\text{rad}} = \varepsilon \times \sigma \times A \times (T_{\text{ext}}^4 - T_{\text{amb}}^4) \quad [4.4]$$

Donde:

- ε: Emisividad térmica del material del tanque
 σ: Constante de Stefan Boltzmann [W/m²*K⁴]

La emisividad térmica para plásticos (PVC, PP y PE) es 0,94 y para aceros es 0,52 (Incropera, 2010, p. 686). La constante de Stefan Boltzmann es 5,67× 10⁻⁸ W/m²*K⁴ (Incropera, 2010, p. 689).

El coeficiente de transferencia de calor se determinó mediante la Ecuación 4.5 (Mills, 2010)

$$h_c = 1,42 \times \left(\frac{T_p - T_{\text{amb}}}{H} \right)^{\frac{1}{4}} \times \left(\frac{P_{\text{amb}}}{101,32} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [4.5]$$

Donde:

- H: Altura del tanque [m]
 T_p: Temperatura promedio entre el efluente de entrada y el ambiente [°C]
 P_{amb}: Presión ambiente [kPa]

El área de los tanques por donde se da la pérdida de calor es la lateral. Estas áreas se calculan con la Ecuación 4.6 (Mills, 2010).

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

Donde:

A_L : Área lateral [m²]

En las Tablas 4.7 y 4.8 se describen los datos obtenidos del balance de energía, cuyos cálculos se encuentran en el Anexo A.III.

Tabla 4.7. Temperaturas del efluente y de los equipos principales

Equipos	Identificación	Temperaturas (°C)	
		Interna	Externa
Tanque de almacenamiento	TK-101	50,0	38,3
Tanque de homogeneización	TK-102	37,2	17,0
Tanque de acondicionamiento 1	TK-103	37,1	17,0
Sedimentador primario	S-101	37,1	17,0
Tanque de acondicionamiento 2	TK-104	37,0	17,0
Tanque de acondicionamiento 3	TK-105	36,9	17,0
Reactor de ozonificación 1	R-101	19,0	17,0
Reactor de ozonificación 2	R-102	17,9	17,0
Reactor de ozonificación 3	R-103	17,8	17,2

El valor del calor perdido de cada equipo se encuentra en la Tabla 4.8

Tabla 4.8 Calor perdido de cada equipo

Equipos	Q_{perdido} (kW)
Tanque de almacenamiento	1,78
Tanque de homogeneización	1,67
Tanque de acondicionamiento 1	1,562
Sedimentador primario	1,54
Tanque de acondicionamiento 2	1,51
Tanque de acondicionamiento 3	1,45
Reactor de ozonificación 1	45,67
Reactor de ozonificación 2	44,79
Reactor de ozonificación 3	30,84
Intercambiador de calor	8,48

En la Tabla 4.9 se representan los valores determinados en el dimensionamiento de bombas: potencia, altura neta positiva de aspiración (NPSH), presiones de succión y descarga de las bombas.

Tabla 4.9 Parámetros de los sistemas de tuberías, válvulas y bombas

Tramo	Bomba	Bombas				
		TDH [psi]	Ps [psi]	Pd [psi]	NPSH [m]	Potencia [HP]
Tanque de almacenamiento-Tanque de homogeneización	P-1101A/B	6,10	3,89	9,99	1,54	1/4
Tanque de homogeneización - Tanque de acondicionamiento 1	P-1102A/B	4,35	5,39	9,74	1,54	1/2
Tanque de acondicionamiento 1 - Sedimentador primario	P-1103A/B	8,39	3,40	11,79	1,53	1/4
Sedimentador primario-piscina de lodos	P-2101A/B	0,04	1,53	1,57	1,51	1/4
Sedimentador primario-Tanque de acondicionamiento 2	P-1104A/B	3,76	3,88	7,64	1,52	1/2
Tanque de acondicionamiento 2 - Tanque de acondicionamiento 3	P-1105A/B	2,92	3,28	6,19	1,52	1/2
Tanque de acondicionamiento 3- Reactor de ozonificación 1	P-1106A/B	5,21	4,06	9,27	1,54	1/2
Reactor de ozonificación 1-Reactor de ozonificación 2	P-1107A/B	2,77	7,58	10,34	1,54	1/4
Reactor de ozonificación 2-Reactor de ozonificación 3	P-1108A/B	3,07	7,66	10,73	1,54	1/4

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

El área disponible para la planta de tratamiento es de 252 m², cuyas dimensiones son: 21 m de largo y 12 m de ancho. La disposición de la planta de tratamiento del efluente del área de jabonería se presenta en la Figura. 4.6

4.5.1. DISPOSICIÓN EN LA PLANTA (LAYOUT)

En el Layout se representa la zona de operación de la planta, que consta de: tanque de almacenamiento, tanque de homogeneización, tanque de acondicionamiento 1, sedimentador primario, tanque de acondicionamiento 2, tanque de acondicionamiento 3, reactores de ozonificación 1, 2 y 3 y la zona de operaciones secundarias, las cuales son:

- Sistema de preparación de gas de alimentación para el generador de ozono, que consta de un filtro de aire, soplador, intercambiador de calor aire/agua, secador refrigerante, desecador y generador de ozono.
- Sistema de destrucción de ozono térmico/catalítico, este sistema consta de un dispositivo de destrucción de ozono y un ventilador para descargar el oxígeno al medio ambiente.

Las distancias que deben existir entre equipos según *Industrial Risk Insurers*, (2012), se encuentran en la Tabla 4.10 (pp. 9-12).

Tabla 4.10. Distancia que debe existir entre equipos del tratamiento del efluente del área de jabonería

Parámetros	Distancia [m]
Equipos principales y secundarios	3,00
Entre bombas	1,50
Equipo principal y bomba; secundario y bomba	1,50

(Metcalf y Eddy, 2003, p. 265)

Ciertos equipos de la planta de tratamiento se encuentran a desnivel debido a que tienen fondo cónico, esto permite evitar la acumulación de sólido en el tanque (Romero , 2002, p. 230).

En la Tabla 4.11 se encuentran las alturas con respecto al suelo de los tanques que necesitan estar a desnivel en la planta.

Tabla 4.11. Alturas de los equipos que deben estar a desnivel para facilitar el proceso

Equipos	Altura [m]
Tanque de homogeneización	1,50
Tanque de acondicionamiento 1	2,00
Tanque de almacenamiento del peróxido de hidrógeno 30 % m/m	2,00
Tanque de almacenamiento del ácido sulfúrico 95 % m/m	2,00

(Metcalf y Eddy, 2003, p.265)

4.5.2. PLANOS DE ELEVACIÓN (VISTAS DE ELEVACIÓN DE LOS EQUIPOS)

Se realizaron los planos de elevación de los equipos principales de la planta de tratamiento del efluente del área de jabonería, los cuales se representan en las Figuras 4.5 a 4.10, cuyas dimensiones fueron determinadas en el Anexo A.IV.

4.6. DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (PI&D) Y CONTROL

El diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) es un documento base de todo proyecto industrial que muestra la instalación de equipos, tuberías, válvulas y lazos de control para garantizar una operación segura en la planta. La información presente en el P&ID es una guía para realizar las diferentes actividades de Ingeniería y construcción de la planta, por lo que la preparación de éste requiere de un alto grado de precisión y asegurarse de que se tienen todos los datos necesarios, como por ejemplo, los equipos, válvulas y tuberías deben tener su propia identificación; las corrientes de entrada y salida deben tener su denominación y se debe tener las características básicas de todos los equipos que conforman la planta (PDVSA, 2013, p. 3).

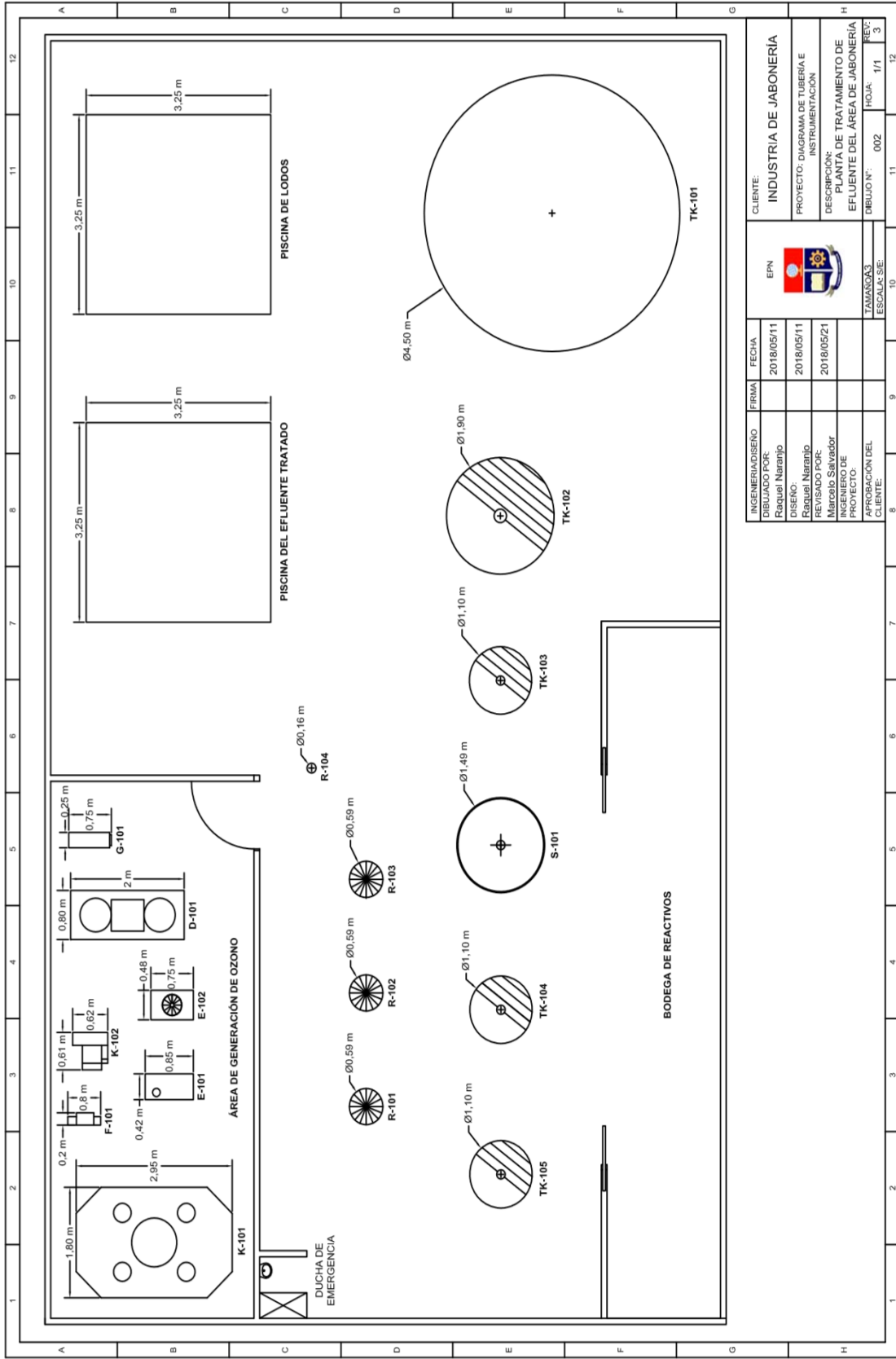
La codificación que se utiliza en un diagrama de tuberías e instrumentación se representa a continuación con un ejemplo:



- A: Diámetro nominal
- BCD: Dos o más letras que represente el tipo de material de la tubería
- EF: Dos o más letras que representen el código de servicio
- G: Número consecutivo de cada equipo o bomba

En las Figuras de la 4.11 a la 4.21 se representan los diagramas de tuberías e instrumentación y control de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería.

La velocidad del efluente, el diámetro nominal, longitud de las tuberías, temperaturas de diseño y operación; y presiones de diseño y operación se encuentran en la Tabla 4.12.



INGENIERO/DISEÑO	FIRMA	FECHA	CLIENTE
DIBUJADO POR: Raquel Naranjo		2018/05/11	INDUSTRIA DE JABONERIA
DISEÑO: Raquel Naranjo		2018/05/11	PROYECTO: DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
REVISADO POR: Marcelo Salvador		2018/05/21	DESCRIPCION: PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTE DEL AREA DE JABONERIA
INGENIERO DE PROYECTO:			DIBUJO N°:
APROBACION DEL CLIENTE:			DIBUJO N°: 002
			ESCALA: 1/1
			HOJA: 1/3

Figura 4.5 Distribución de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería, incluidos la zona de operación y la zona de operaciones secundarias

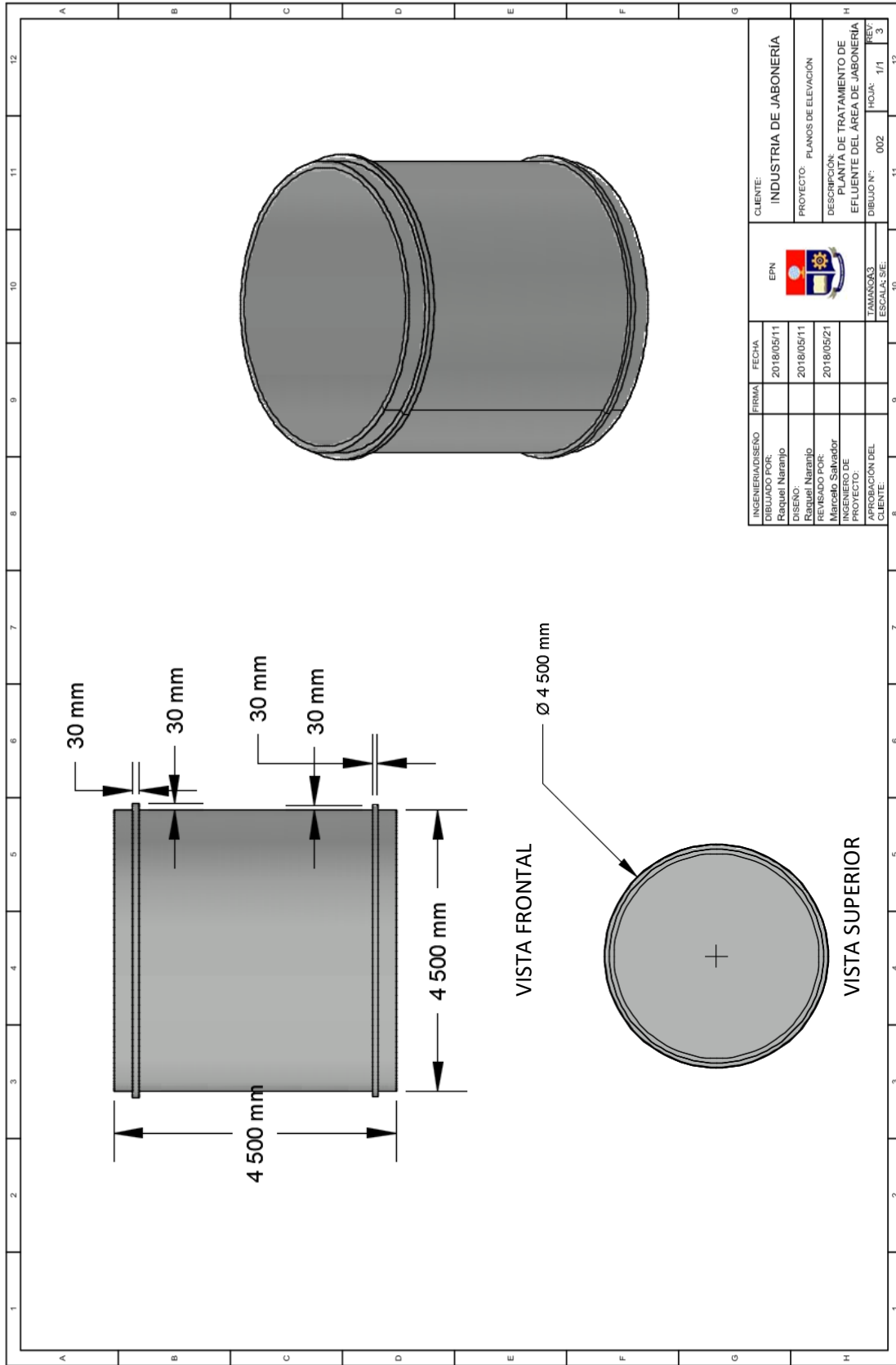


Figura 4.6 Planos de elevación del tanque de almacenamiento

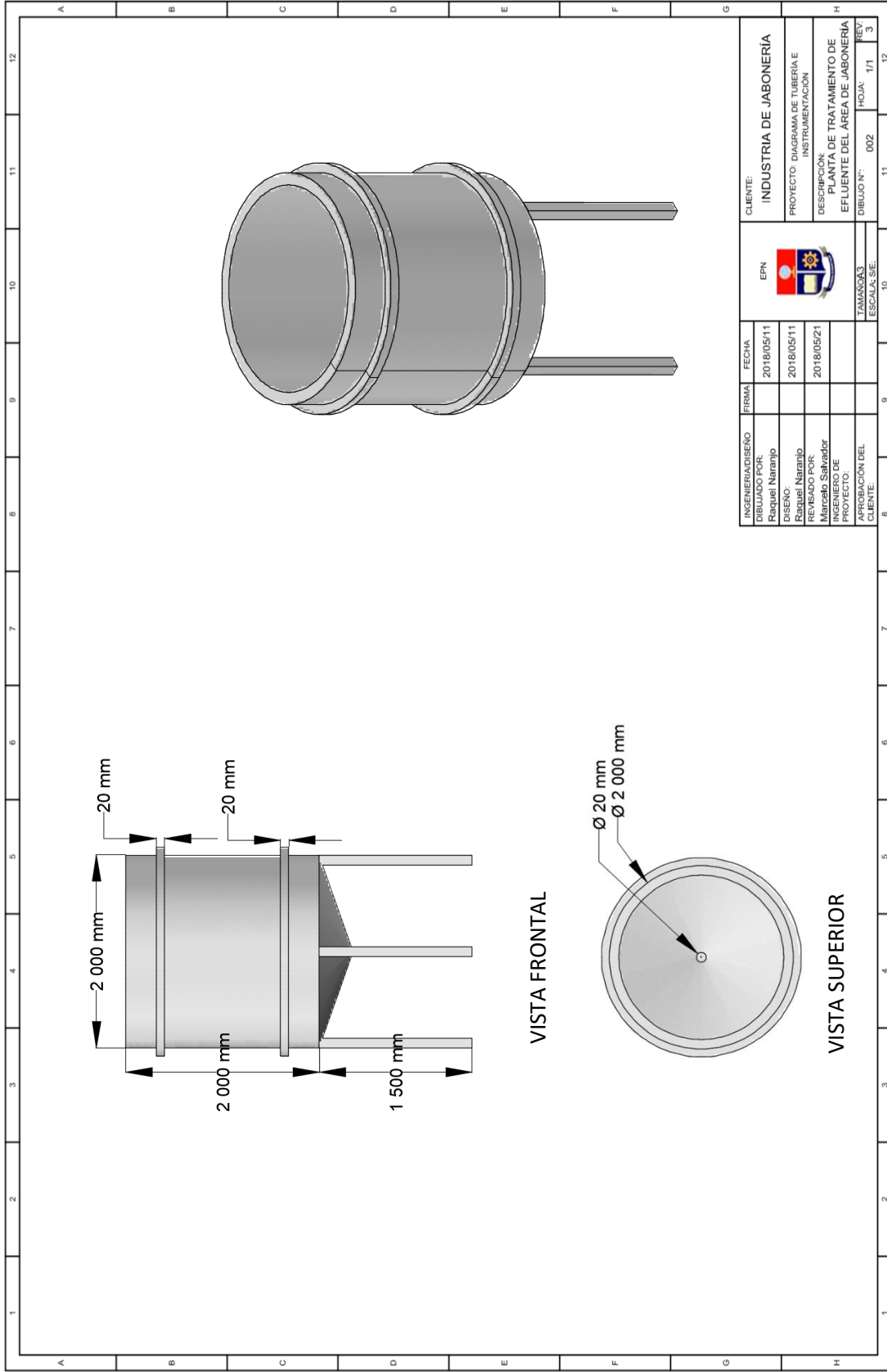


Figura 4.7 Planos de elevación del tanque de homogeneización

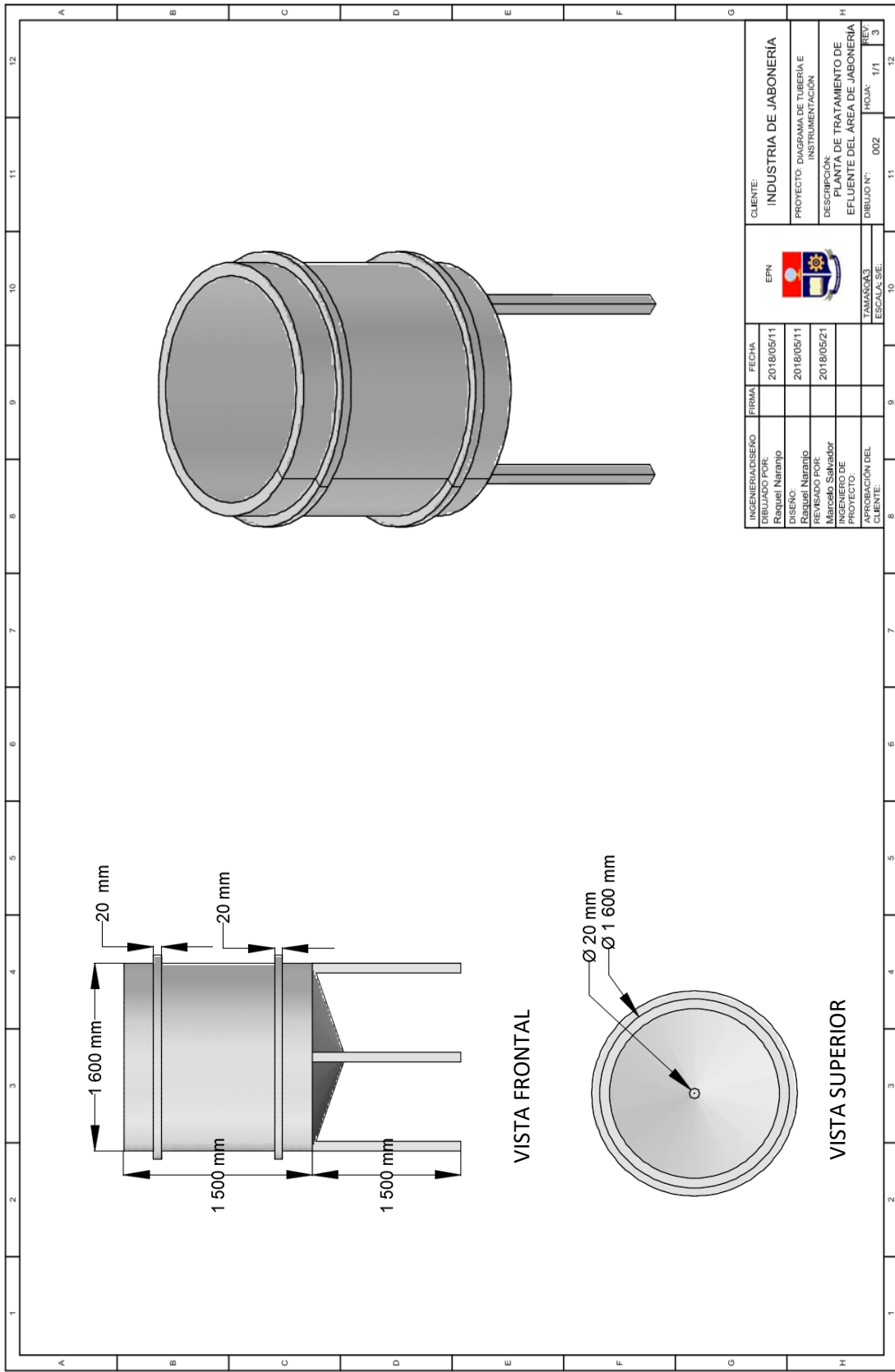


Figura 4.8 Planos de elevación del tanque del sedimentador primario

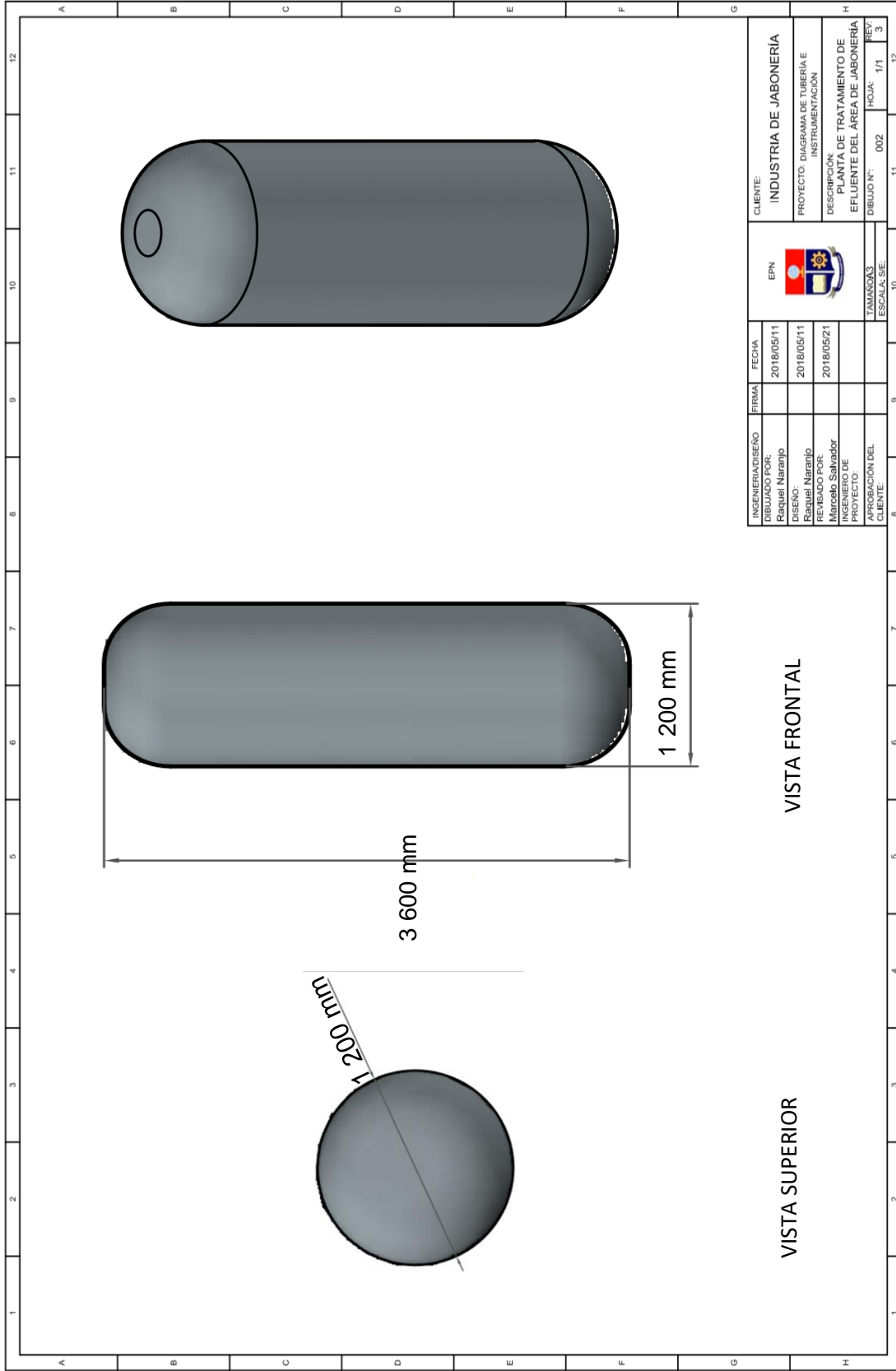


Figura 4.9 Planos de elevación de los reactores de ozonificación 1,2 y 3

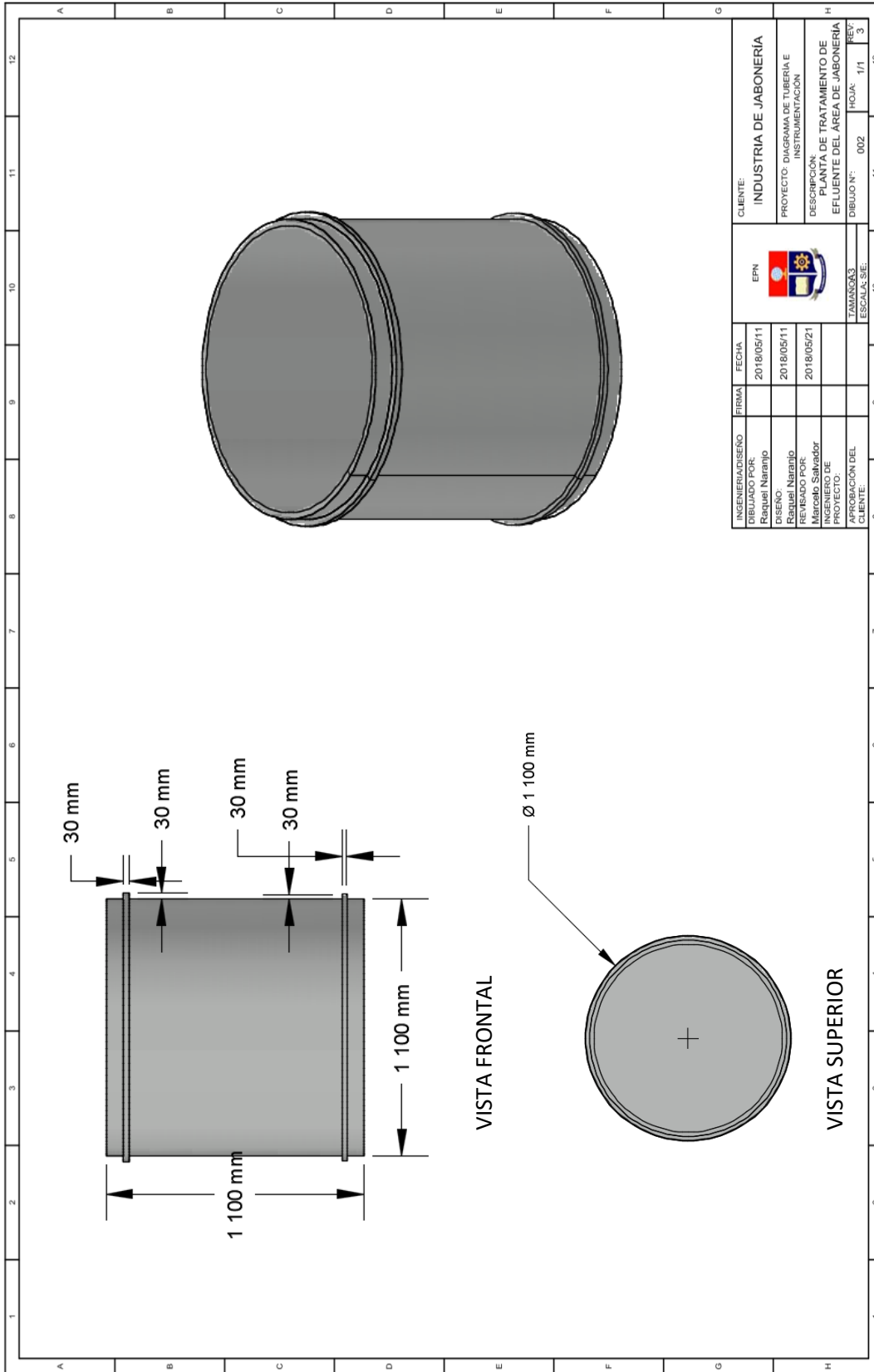
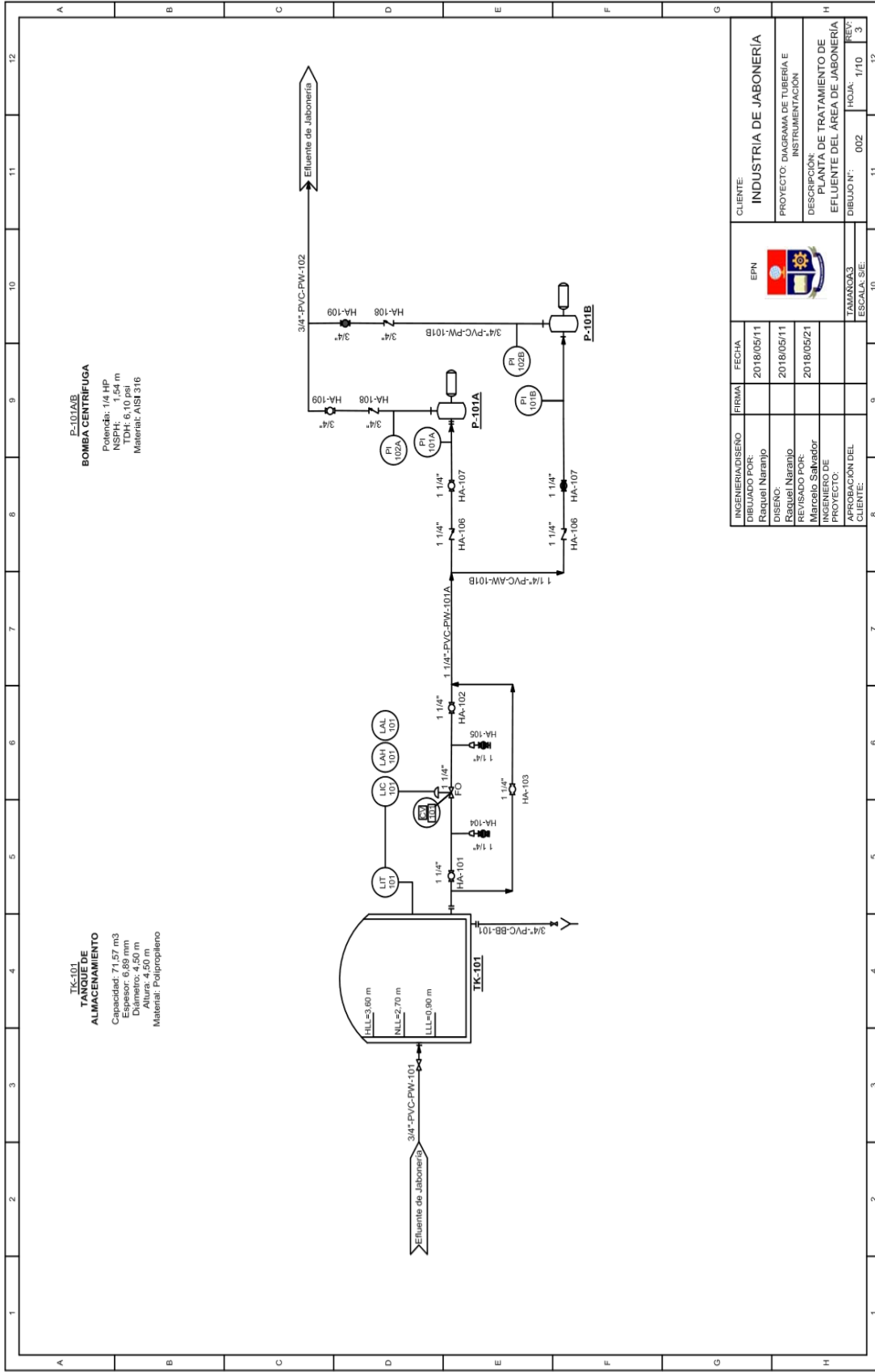


Figura 4.10 Planos de elevación de los tanques de acondicionamiento 1, 2 y 3

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
SIMBOLOGÍA													
Equipo principal o secundario						Representación gráfica en el diagrama P&ID							
Representación gráfica en el diagrama PFD						Representación gráfica en el diagrama P&ID							
Tanque de almacenamiento													
Tanque													
Sedimentador													
Reactor de ozonificación													
Dispositivo térmico/catalítico													
Ventilador													
Compresor													
Filtro de aire													
Soplador de aire													
Intercambiador de calor													
Secador-Refrigerante													
Desecador													
Generador de ozono													
Bomba centrífuga													
Bomba dosificadora													
Bomba de desplazamiento positivo													
SIMBOLOGÍA						SIMBOLOGÍA							
Válvulas y accesorios						Válvulas y accesorios							
Agiador tipo hélice													
Válvula de control													
Válvula tipo bola													
Válvula tipo check													
Válvula de compuerta													
Drenaje de equipo													
ABREVIATURAS						ABREVIATURAS							
TK= Tanque	G= Generador de ozono	FC= Controlador de caudal	HA= Válvula	FT= Transmisor de caudal	ACV= Válvula de análisis	AT= Transmisor de análisis	BB= Purga	TW= Agua de suministro	NLL= Altura de medio nivel	LLL= Altura de bajo nivel	HLL= Altura de alto nivel	PP= Polipropileno	SS= Acero inoxidable
P= Bomba centrífuga	LC= Control de nivel	FC= Control de caudal	ARC= Registrador controlador de análisis	LCV= Válvula de control de nivel	LAH= Alarma de alto nivel	LAL= Alarma de bajo nivel	LT= Transmisor de nivel	PI= Indicador de presión	FVC= Válvula de control de caudal				
BD= Bomba dosificadora	S= Sedimentador	PP= Bomba de desplazamiento positivo	R= Reactor	V= Ventilador	K= Compresor	F= Filtro de aire	E= Intercambiador de calor	D= Desecador					

Figura 4.11 Simbologías y abreviaturas de los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) y control de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería



INGENIERIA/DISEÑO	FIRMA	FECHA
DIBUJADO POR: Raquel Narraño		2019/05/11
DISEÑO: Raquel Narraño		2019/05/11
REVISADO POR: Marcos Salvador		2019/05/21
INGENIERO DE PROYECTO:		
APROBACIÓN DEL CLIENTE:		
TAMARCA3		
ESCALA: SE:		
DIBUJO N°:	002	
HOJA:	17/10	
REV:	3	

CLIENTE: **INDUSTRIA DE JABONERÍA**

PROYECTO: DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN

DESCRIPCIÓN: PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFUENTE DEL ÁREA DE JABONERÍA

Figura 4.12 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (1)

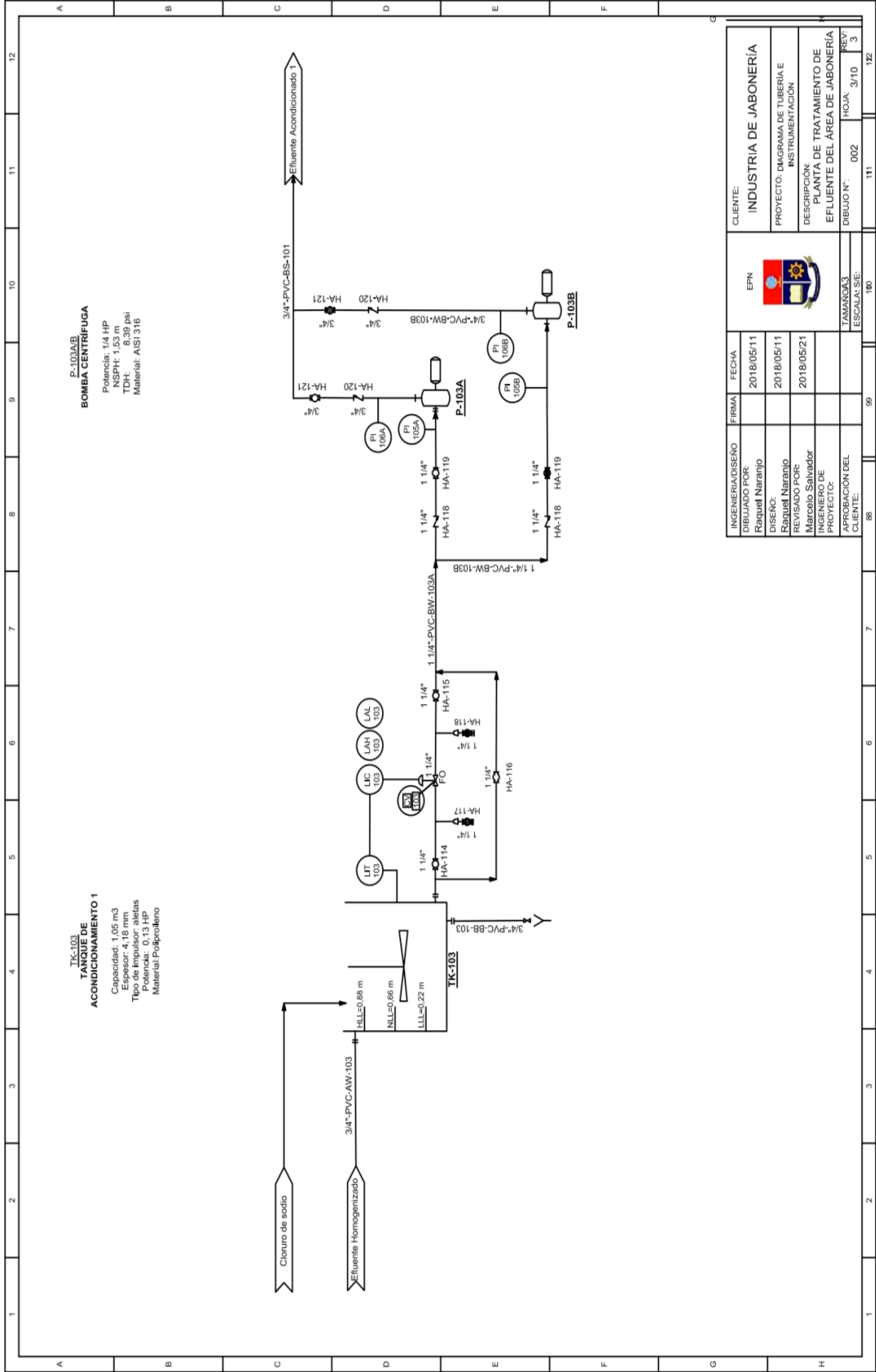
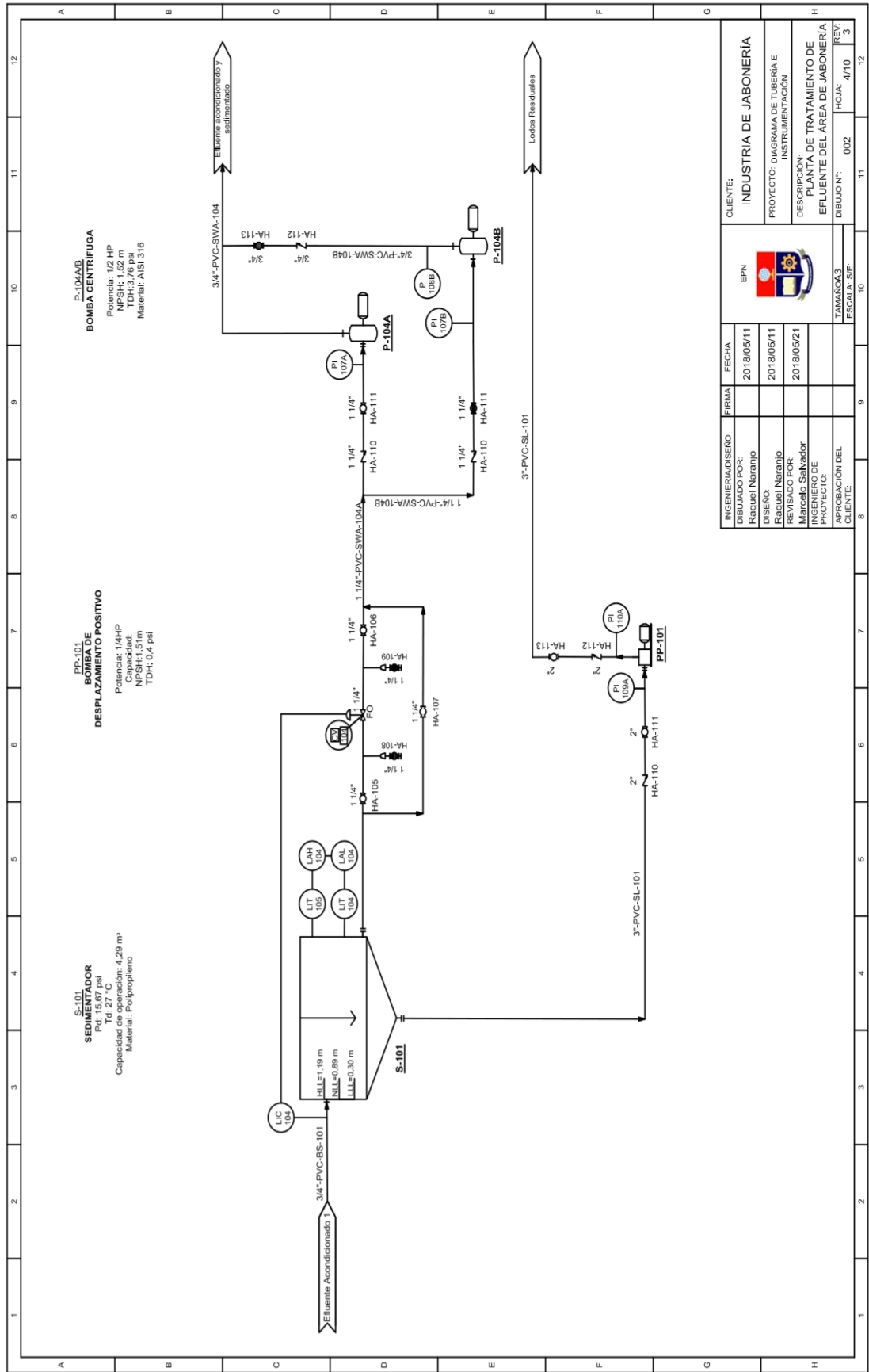


Figura 4.14 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (3)



S-101
SEDIMENTADOR
 P.d: 15,67 psi
 Capacidad de almacenamiento: 4,29 m³
 Material: Polipropileno

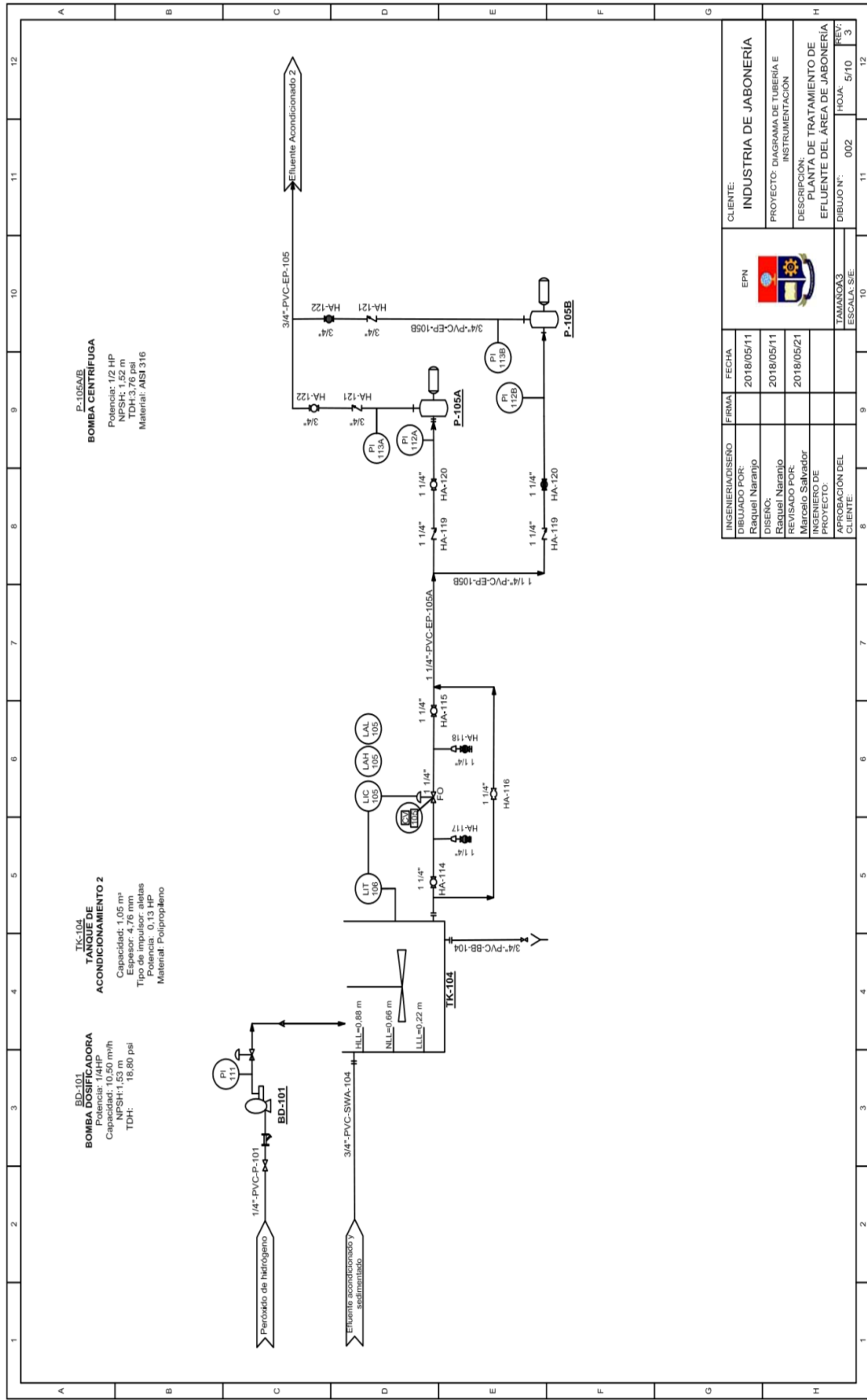
PP-101
BOMBA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO
 Potencia: 1/4HP
 Capacidad: NPSH:1,51m
 TDH: 0,4 psi

P-104A/B
BOMBA CENTRIFUGA
 Potencia: 1/2 HP
 Capacidad: 1,5 m³/h
 TDH: 3,76 psi
 Material: AISI 316

INGENIERIA/DISEÑO	FIRMA	FECHA	CLIENTE:
DIBUJADO POR: Raquel Naranjo		2018/05/11	INDUSTRIA DE JABONERIA
DISEÑO: Raquel Naranjo		2018/05/11	PROYECTO: DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
REVISADO POR: Marcelo Salvador		2018/05/21	DESCRIPCION: PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLENTE DEL AREA DE JABONERIA
PROYECTO DE: INGENIERIA DE INSTRUMENTACION			DIBUJO N°: 002
APROBACION DEL CLIENTE:			HORA: 4/10
			REV: 3

EPN	ESCALA: SE:

Figura 4.15 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (4)



INGENIERO/DISEÑO	FIRMA	FECHA
RAQUEL NARANJO		2018/05/11
DISEÑO:		2018/05/11
REVISADO POR:		2018/05/21
INGENIERO DE PROYECTO:		
APROBACION DEL CLIENTE:		

CLIENTE:	INDUSTRIA DE JABONERIA
PROYECTO:	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
DESCRIPCION:	PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTE DEL AREA DE JABONERIA
DIBUJO N°:	002
HOJA:	5/10
REV:	3

Figura 4.16 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (5)

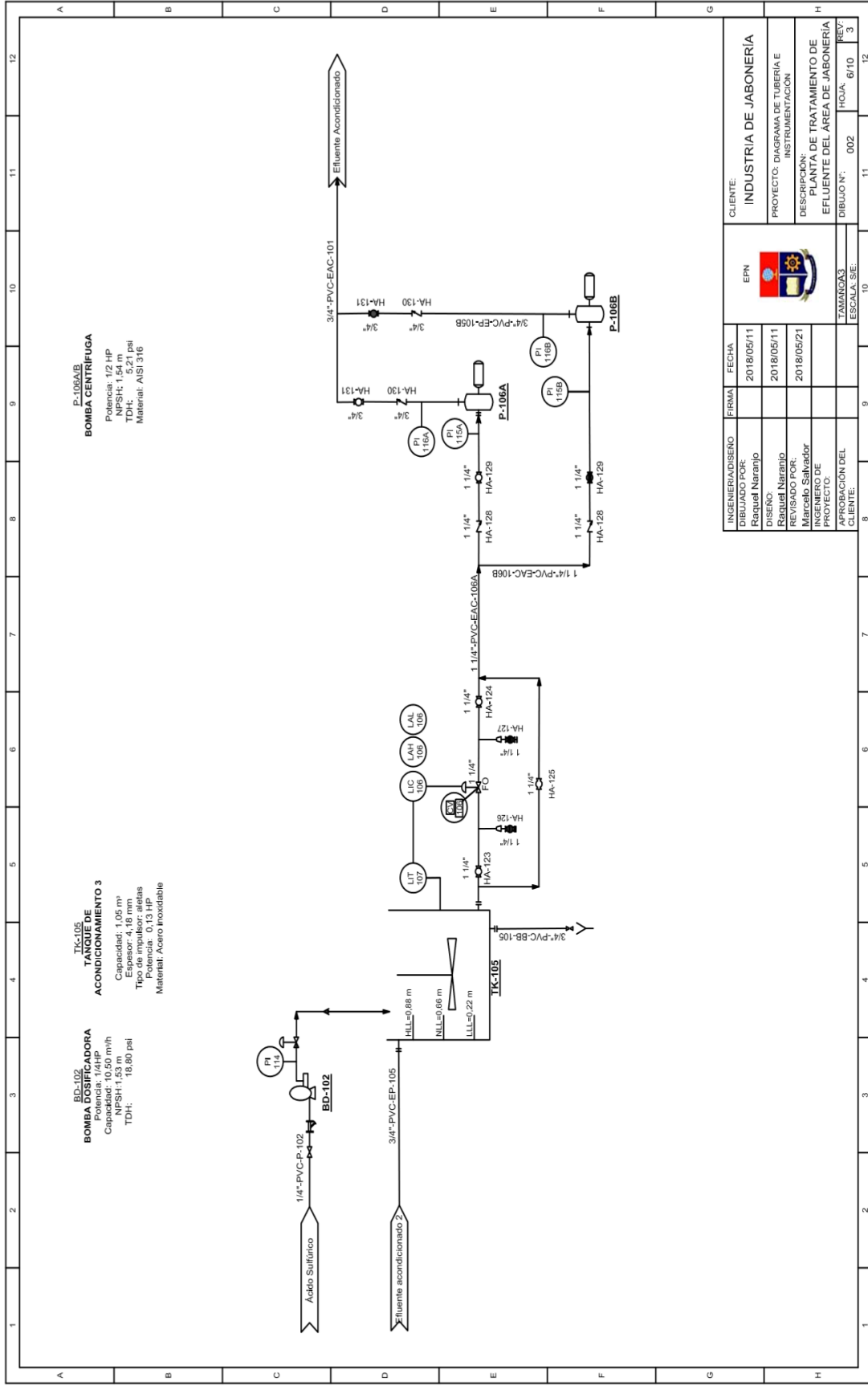
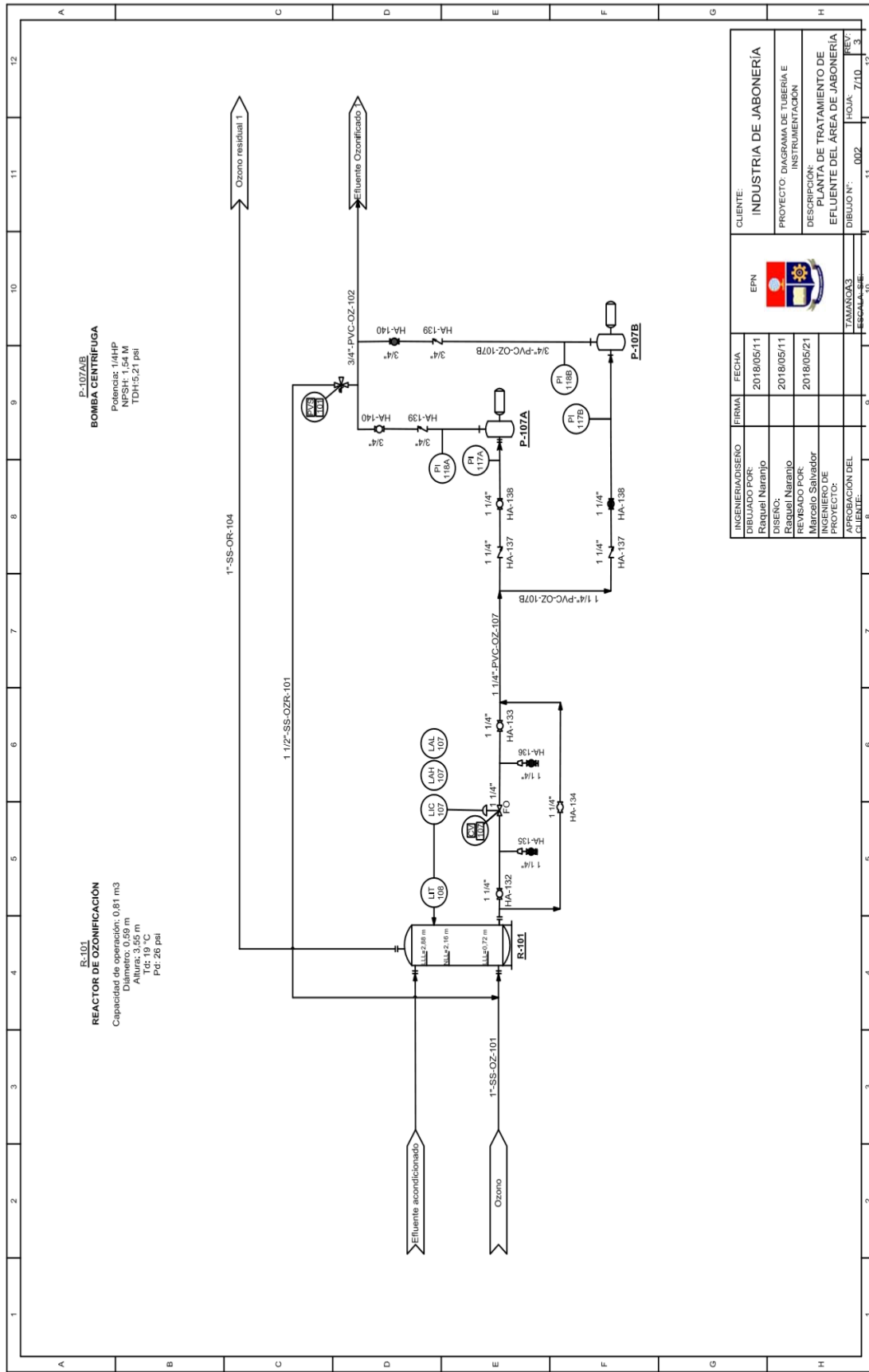


Figura 4.17 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (6)



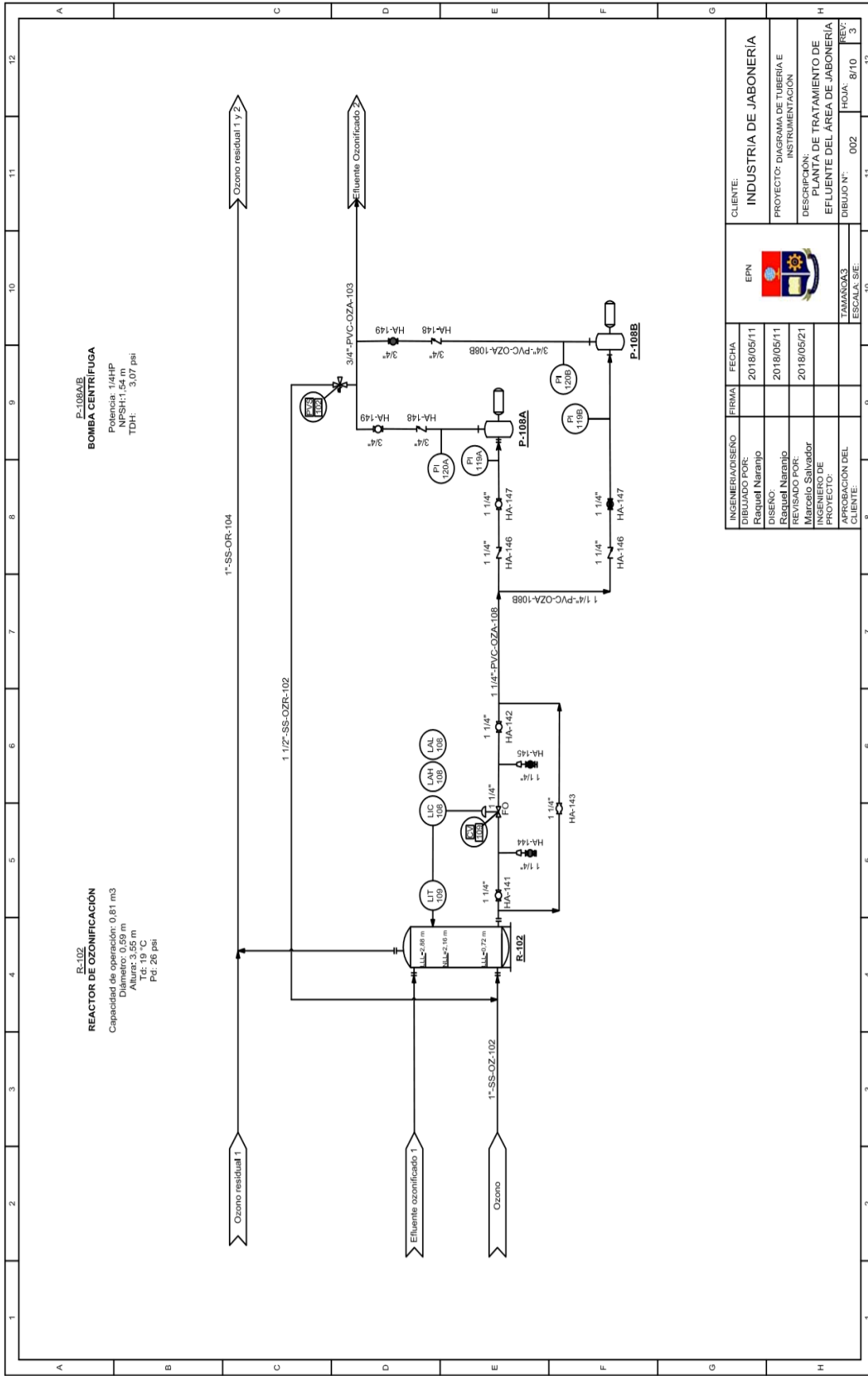
P-107A/E
BOMBA CENTRIFUGA
 Potencia: 1/4HP
 NFSH: 1,54 M
 TDH: 5,21 psi

R-101
REACTOR DE OZONIFICACION
 Capacidad de operacion: 0,81 m3
 Diametro: 0,59 m
 Altura: 3,55 m
 Td: 19 °C
 Pcd: 26 psi

INGENIERIA/DISEÑO	FIRMA	FECHA
DIBUJADO POR: Raquel Naranjo		2018/05/11
DISEÑO: Raquel Naranjo		2018/05/11
REVISADO POR: INGRIDO SALVADOR		2018/05/21
PROYECTO:		
APROBACION DEL CLIENTE:		

TAMANCO: 3	ESCALA: 3/8"
DIBUJO N°: 002	HOJA: 7/10
	REV: 3

Figura 4.18 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (7)

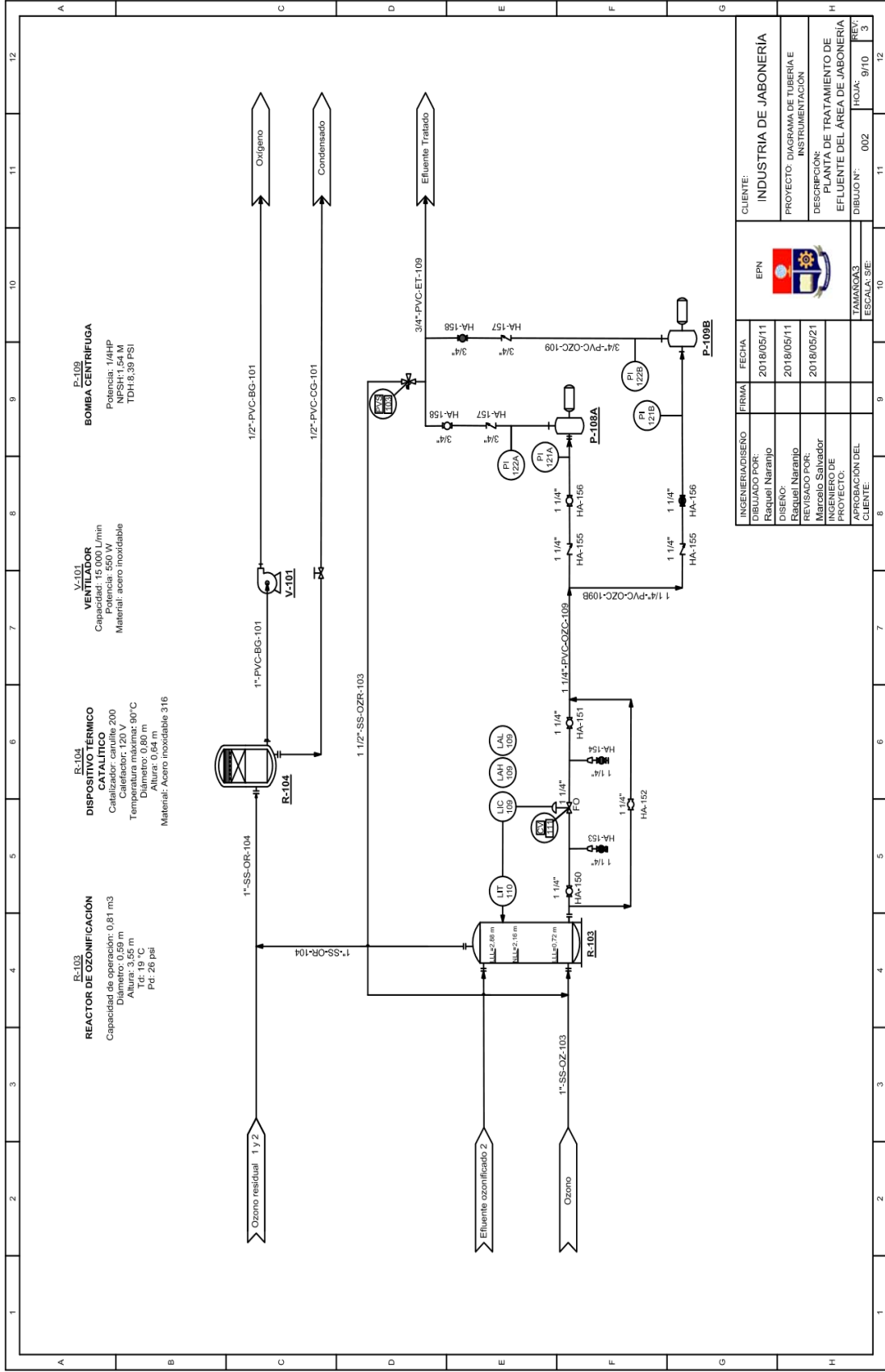


P-108A/B
BOMBA CENTRIFUGA
 Potencia: 1/4HP
 Diámetro: 4" NPSH: 5'4"
 TDH: 3,07 psi

R-102
REACTOR DE OZONIFICACIÓN
 Capacidad de operación: 0,81 m3
 Diámetro: 1,5 m
 Altura: 3,55 m
 Td: 19 °C
 Pd: 26 psi

INGENIERO/DISEÑO	FIRMA	FECHA	CLIENTE:
DIBUJADO POR: Raquel Naranjo		2018/05/11	INDUSTRIA DE JABONERIA
DISEÑO: Raquel Naranjo		2018/05/11	PROYECTO: DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACIÓN
REVISADO POR: Marcelo Salvador		2018/05/21	DESCRIPCIÓN: PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLENTE DEL AREA DE JABONERIA
INGENIERO DE PROYECTO:			DIBUJO N°: 002
APROBACION DEL CLIENTE:			HOJA: 8/10
			RES: 3

Figura 4.19 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (8)

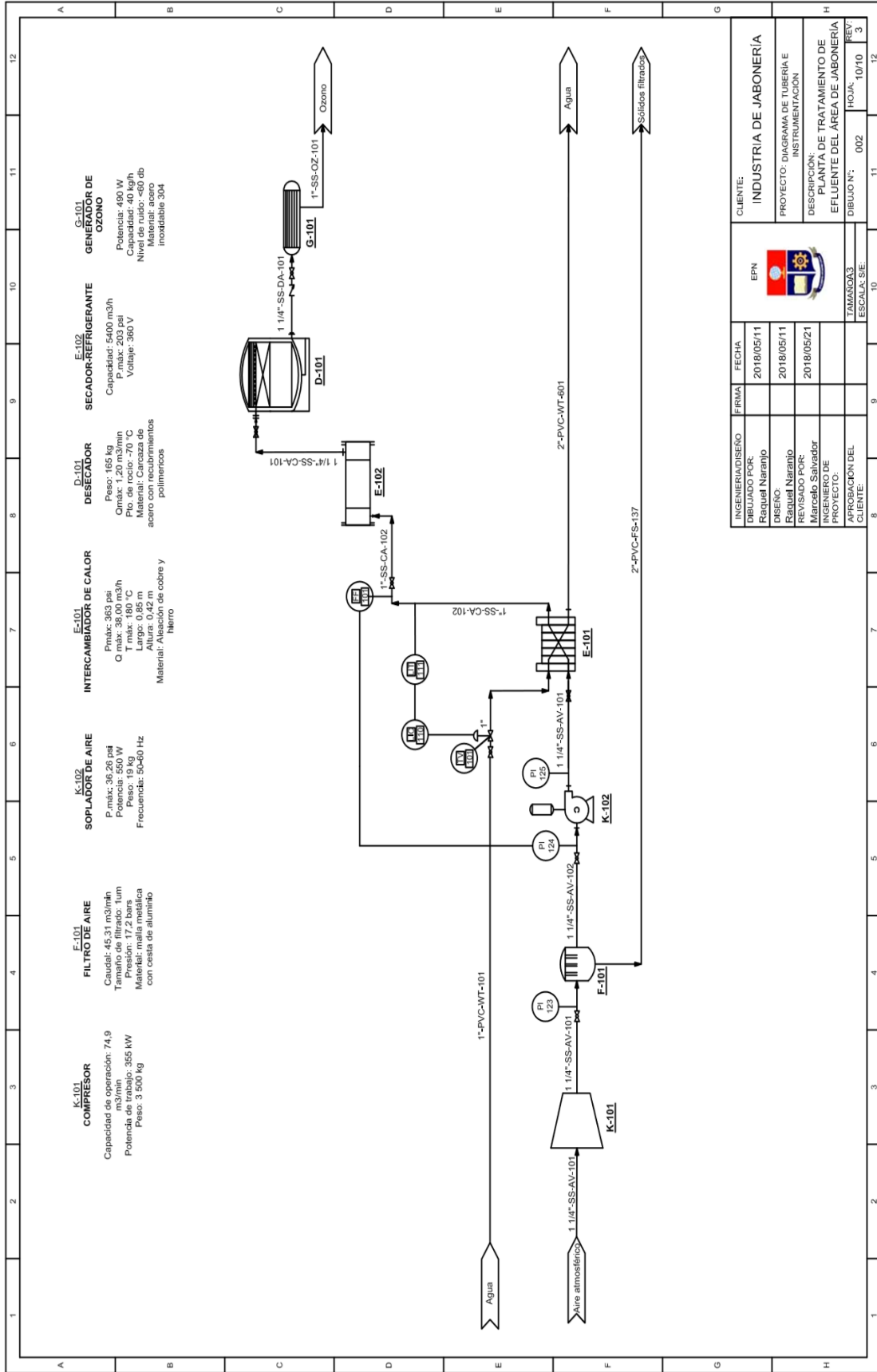


INGENIERO/DISEÑO	FIRMA	FECHA
DIBUJADO POR: Raquel Narrajo		2018/05/11
DISEÑO: Raquel Narrajo		2018/05/11
REVISADO POR: Marcela Salvador		2018/05/21
INGENIERO DE PROYECTO: Marcela Salvador		
APROBACION DEL CLIENTE:		

CLIENTE: INDUSTRIA DE JABONERIA
PROYECTO: DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
DESCRIPCION: PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTE DEL AREA DE JABONERIA
DIBUJO N°: 002
HOJA: 9/10
REV: 3

EPN
TAMANGA3
ESCALA: S/E

Figura 4.20 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (9)



INGENIERIA/DISEÑO	FIRMA	FECHA
DIBUJADO POR: Raquel Naranjo		2018/05/11
DISEÑO: Raquel Naranjo		2018/05/11
REVISADO POR: Marcelo Salvador		2018/05/21
INGENIERO DE PROYECTO:		
APROBACION DEL CLIENTE:		
	ZAMAROGAS	
	ESCALA: SIE	

CLIENTE: INDUSTRIA DE JABONERIA	
PROYECTO: DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION	
DESCRIPCION: PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTE DEL AREA DE JABONERIA	
DIBUJO N°: 002	HOJA: 10/10
	REV: 03

Figura 4.21 Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control (10)

Tabla 4.12. Resultados del dimensionamiento de las tuberías

Inicio de la tubería	Fin de la tubería	Identificación	Velocidad [m/s]	Diámetro nominal [in]	Cédula	Longitud [m]	Temperatura de operación [°C]	Presión de diseño [psi]
Jabonería	TK-101	3/4"-PVC-PW-101	2,28	3/4"	80	-	50,00	-
TK-101	Ambiente	3/4"-PVC-BB-10001	2,28	3/4"	80	-	38,28	20,78
TK-101	P-101 ^a	1 1/4"-PVC-PW-101A	0,86	1 1/4"	80	1,50	38,28	20,78
1 1/4"-PVC-PW-102	P-101B	1 1/4"-PVC-PW-101B	0,86	1 1/4"	80	2,25	38,28	20,78
P-101A	TK-102	3/4"-PVC-PW-102	2,43	3/4"	80	3,70	38,28	20,78
TK-102	Ambiente	3/4"-PVC-BB-10002	2,43	3/4"	80	-	38,28	20,78
TK-102	P-102 ^a	1 1/4"-PVC-AW-102A	0,86	1 1/4"	80	1,50	38,28	20,78
1 1/4"-PVC-AW-102A	P-1102B	1 1/4"-PVC-AW-102B	0,86	1 1/4"	80	2,25	38,28	20,78
P-102A	TK-103	3/4"-PVC-AW-103	2,43	3/4"	80	3,20	37,24	16,49
TK-103	Ambiente	3/4"-PVC-BB-10003	2,43	3/4"	80	-	37,24	16,49
TK-103	P-103 ^a	1 1/4"-PVC-BW-103A	0,72	1 1/4"	40	1,50	37,24	16,49
1 1/4"-PVC-SWA10007A	P-1103B	1 1/4"-PVC-BW-103B	0,72	1 1/4"	40	2,25	37,24	16,49
P-103A	S-101	3/4"-PVC-BS-101	2,71	3/4"	80	3,39	37,16	15,00
S-101	Ambiente	3/4"-PVC-BB-101	2,71	3/4"	80	-	37,16	15,00
S-101	P-104 ^a	1 1/4"-PVC-SWA-104A	0,70	1 1/4"	40	1,50	37,16	15,00
1 1/4"-PVC-SWA-104A	P-104B	1 1/4"-PVC-SWA-104B	0,70	1 1/4"	40	2,25	37,16	15,00
3"-PVC-SL-101	PP-101	3"-PVC-SL-101	0,42	1 1/4"	40	1,50	37,16	15,00
PP-101	Piscina de lodos	3"-PVC-SL-102	1,04	3"	40	1,50	37,16	15,00
P-104A	ATK-104	3/4"-PVC-SWA-104	2,13	3/4"	40	3,00	37,09	15,67
TK-104	Ambiente	3/4"-PVC-BB1005	2,13	3/4"	40	-	37,09	15,67
TK-104	P-105 ^a	1 1/4"-PVC-EP-105A	0,70	1 1/4"	40	1,50	37,09	15,67
1 1/4"-PVC-EP-105A	P-105B	1 1/4"-PVC-EP-105B	0,70	1 1/4"	40	2,25	37,09	15,67
P-105A	TK-105	3/4"-PVC-EP-105	2,13	3/4"	40	3,00	36,98	15,00

El número de cédula se determinó con base en las velocidades permisibles de succión y descarga descritas en la Tabla 3.2

Tabla 4.12. Resultados del dimensionamiento de las tuberías (continuación...)

Inicio	Fin	Identificación	Velocidad [m/s]	Diámetro nominal [in]	Cédula	Longitud [m]	Temperatura de operación [°C]	Presión de diseño [psi]
TK-105	Ambiente	3/4"-PVC-BB1006	2,13	3/4"	40	3,00	36,98	15,00
TK-105	P-106A	1 1/4"-PVC-EAC-106A	0,70	1 1/4"	40	1,50	36,98	15,00
1 1/4"-PVC-EAC-106A	P-1106B	1 1/4"-PVC-EAC-106B	0,70	1 1/4"	40	2,25	36,98	15,00
P-106A	R-101	3/4"-PVC-EAC-101	1,94	3/4"	40	5,10	18,96	26,07
R-101	Ambiente	3/4"-PVC-BB1006	1,94	3/4"	40	-	18,96	26,07
R-101	P-107 ^a	1 1/4"-PVC-OZ-107A	0,84	1 1/4"	80	1,50	18,96	26,07
3/4"-PVC-OZ-107AA	P-107B	1 1/4"-PVC-OZ-107B	0,84	1 1/4"	80	2,25	18,96	26,07
P-107A	R-102	3/4"-PVC-OZ-102	2,37	3/4"	80	5,10	17,19	26,07
R-102	Ambiente	3/4"-PVC-BB1007	2,37	3/4"	80	-	17,19	26,07
R-102	P-1108 ^a	1 1/4"-PVC-OZB-108A	0,84	1 1/4"	80	1,50	17,19	26,07
1 1/4"-PVC-OZA-108A	P-1108B	1 1/4"-PVC-OZB-108B	0,84	1 1/4"	80	2,25	17,19	26,07
P-108A	R-103	3/4"-PVC-OZC-109A	2,38	3/4"	80	5,10	17,18	26,07
R-103	Ambiente	3/4"-PVC-BB1008	2,38	3/4"	80	-	17,18	26,07
R-103	P-1109 ^a	1 1/4"-PVC-OZC-109A	0,84	1 1/4"	80	1,50	17,18	26,07
R-103	Hacia la planta de tratamiento de la empresa	3/4"-PVC-ET-109	2,43	3/4"	80	1,00	17,00	26,07

4.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS.

4.7.1. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

El dimensionamiento de cada uno de los equipos propuestos se realiza con base en los criterios de diseño y en el balance de masa, los cálculos se describen en el Anexo A.IV. En las Tabla 4.12 se encuentran los parámetros de cada uno de los equipos.

4.7.2. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

Con base al dimensionamiento y a los balances de masa y energía, se seleccionan los equipos principales, secundarios y los accesorios de la planta mediante catálogos disponibles en el mercado y de acuerdo con las necesidades de ésta.

En las Tablas 4.13 a la 4.29 se describen las especificaciones de los todos los equipos, esta información consta del nombre del equipo, fabricante, material de construcción, dimensiones, datos de operación, principio de funcionamiento y el esquema ((Kaiquan, 2012, p. 3; Rotoplas, 2015, p. 4; Inoxidables M/T, 2012, p.15; Cosemarozono, 2015, p. 7; Denair,2017, p.9; Ingersollrand, 2014, p.10; Leister, 2013, p. 9; Leister, 2010, p.12; Kaeser, 2017, p. 5; Purfresh, 2016, p.9; Pioneerpump, 2014, p.10; Huber-Unichiller, 2016, p.8).

Tabla 4.13 Resultados del dimensionamiento de cada uno de los equipos pertenecientes a la planta de tratamiento.

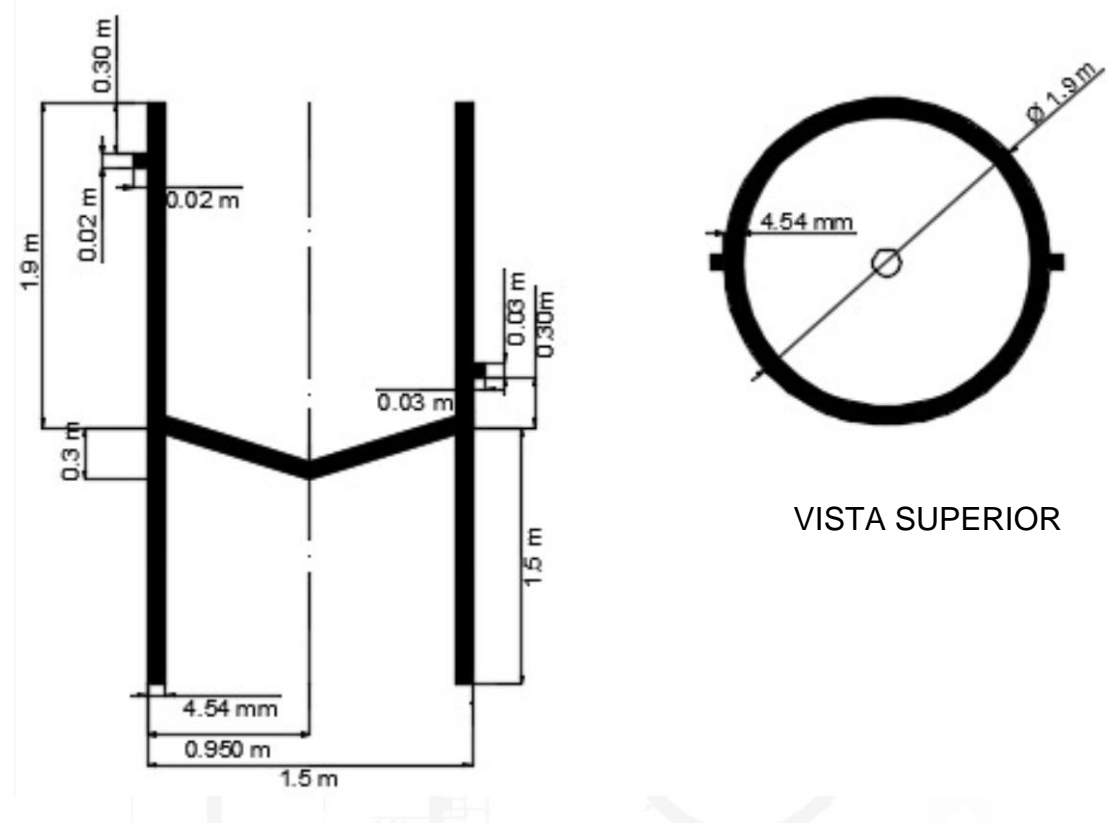
Equipo	Identificación en los diagramas	H [m]	D [m]	V nominal [m³]	Espesor [mm]	T operación [°C]	P operación [psi]	P diseño [psi]
Tanque de almacenamiento	TK-101	4,50	4,50	71,57	6,89	50,00	17,32	20,78
Tanque de homogeneización	TK-102	2,00	1,90	7,37	4,70	37,24	13,74	16,49
Tanque de acondicionamiento 1	TK-103	1,10	1,10	1,05	4,18	37,16	12,49	15,00
Sedimentador primario	S-101	1,49	1,55	4,29	4,43	37,09	13,06	15,67
Tanque de acondicionamiento 2	TK-104	1,10	1,10	1,05	4,76	36,98	12,49	15,00
Tanque de acondicionamiento 3	TK-105	1,10	1,10	1,05	4,18	36,88	12,49	15,00
Reactores de ozonificación 1	R-101	3,60	0,60	0,81	4,10	18,96	15,19	26,07
Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % m/m	TK-201	1,90	1,90	5,39	4,57	25,00	13,88	16,66
Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 95 % m/m	TK-201	1,30	1,30	1,73	4,44	25,00	14,28	17,14

Tabla 4.14. Hoja de especificaciones del tanque de almacenamiento

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 1		DESCRIPCIÓN: Tanque de almacenamiento	
		CÓDIGO EN PLANTA: TK-101	
		FABRICANTE: KAIQUAN	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Polipropileno	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Temperatura diseño [°C]	27	Tipo	Cilíndrico
Presión de operación [psi]	17,3	Diámetro exterior (m)	4,5
Sólidos suspendidos	Sí	Altura (m)	4,5
Capacidad (m³)	71,5	Espesor (m)	0,007
Posición	Vertical	Tiempo de residencia	24 h
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>El tanque de almacenamiento permite recolectar el efluente del área de jabonería para tener suficiente flujo y realizar el proceso de forma continua.</p>			
ESQUEMA N° 1			
<p>The diagram illustrates the storage tank in two views. The VISTA FRONTAL (front view) shows a U-shaped profile with a vertical height of 4,5 m and a horizontal width of 4,5 m. The wall thickness is indicated as 7,0 mm. The VISTA SUPERIOR (top view) shows a circular cross-section with a diameter of 4,5 m and a wall thickness of 7,0 mm.</p>			

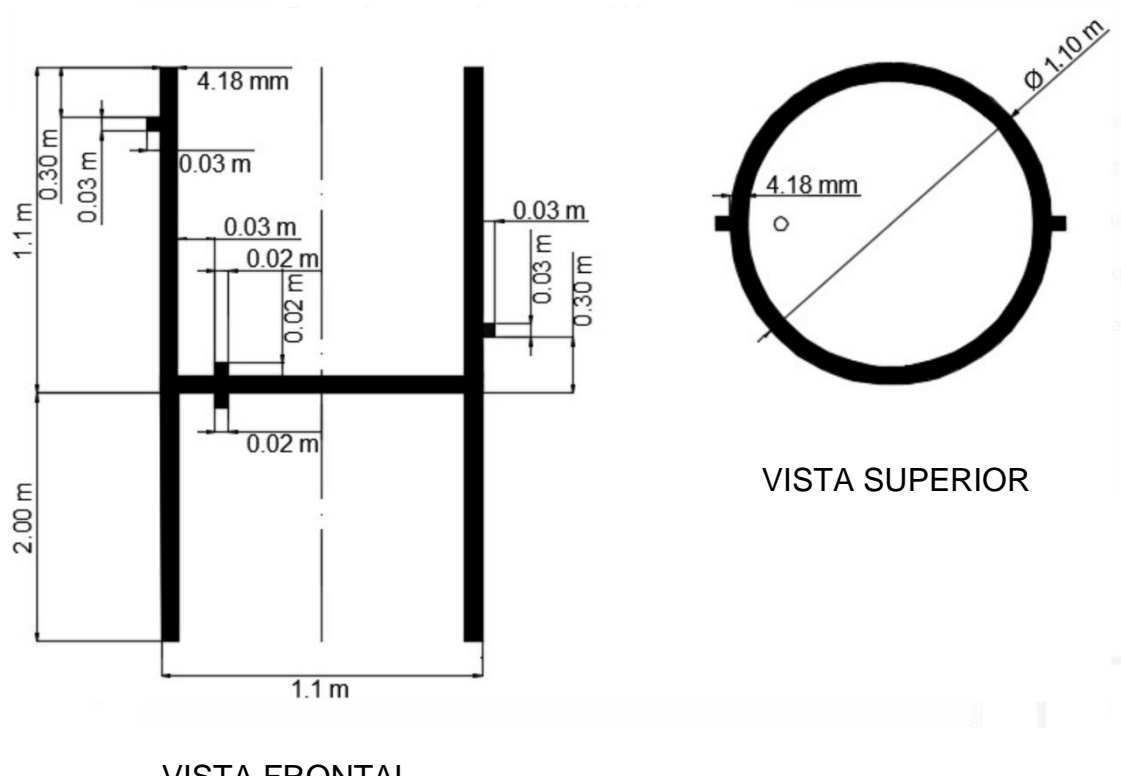
(Kaiquan, 2012, p. 3)

Tabla 4.15. Hoja de especificaciones del tanque de homogeneización

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 2		DESCRIPCIÓN: Tanque de homogeneización	
		CÓDIGO EN PLANTA: TK-102	
		FABRICANTE: Barrilplast	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Polipropileno	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Temperatura diseño [°C]	27 °C	Posición	Vertical
Presión de operación [psi]	13,7	Tipo	Cilíndrico
Sólidos suspendidos	Sí	Diámetro exterior (m)	2,1
Densidad del efluente (kg/m³)	1 006,56	Altura (m)	2,1
Capacidad (m³)	5,47	Espesor (m)	0,005
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>El tanque de homogeneización ayuda a regular el caudal, pH, temperatura y la carga contaminante presente en el efluente con la ayuda de un sistema de agitación. Para alcanzar estos parámetros se determina un tiempo de permanencia, en este caso es de 2,21 h y para evitar que el efluente rebose se utiliza un control de nivel.</p>			
ESQUEMA N° 2			
 <p>The technical drawing consists of two views: a front view (VISTA FRONTAL) and a top view (VISTA SUPERIOR). The front view shows a cylindrical tank with a total height of 1.9 m. The diameter is 4.54 mm. The tank has a central vertical section and two side sections. Dimensions include 0.30 m for the top section, 0.02 m for the side section, 0.03 m for the bottom section, and 1.5 m for the width. The top view shows a circular cross-section with a diameter of 1.9 m and a central hole with a diameter of 4.54 mm.</p>			

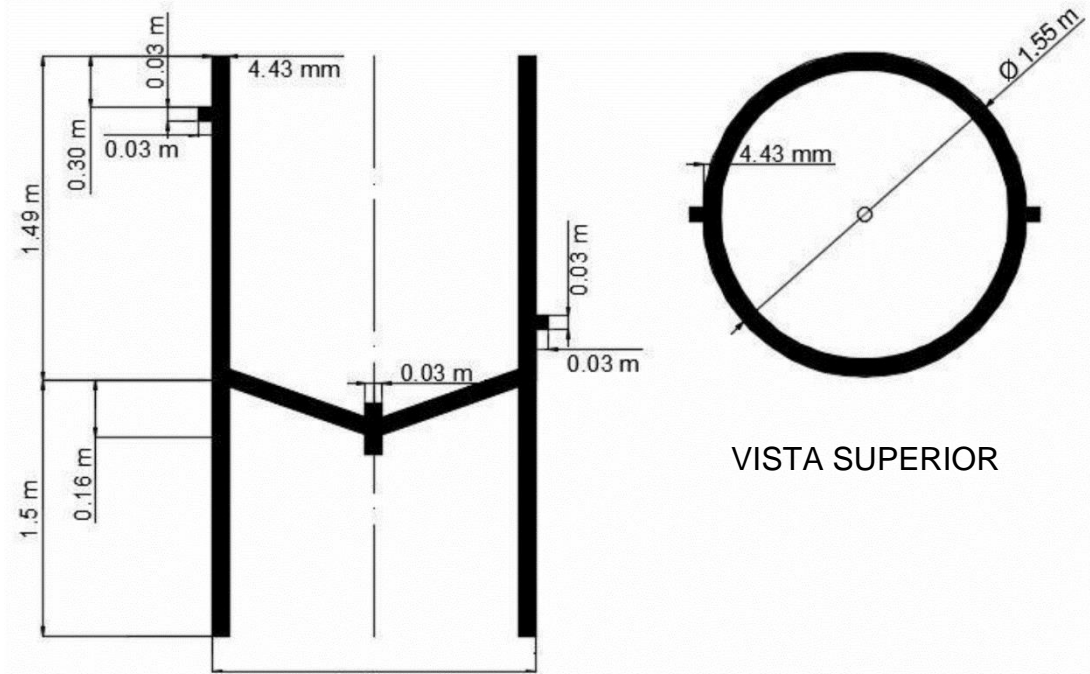
(Barriplast, 2014, p. 6)

Tabla 4.16. Hoja de especificaciones del tanque de acondicionamiento 1

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 3		DESCRIPCIÓN: Tanque de acondicionamiento 1	
		CÓDIGO EN PLANTA: TK-103	
		FABRICANTE: ROTOPLAS	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Polipropileno	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Temperatura diseño [°C]	27	Posición	Vertical
Presión de operación [psi]	17,3	Tipo	Cilíndrico
Sólidos suspendidos	Sí	Diámetro exterior (m)	1,1
Densidad del efluente (kg/m³)	1 006,56	Altura (m)	1,1
Capacidad (m³)	1,05	Espesor (m)	0,0042
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>En el tanque de acondicionamiento 1 se disuelve el cloruro de sodio con la ayuda de un agitador mecánico, esto facilita la precipitación de los sólidos suspendidos en el efluente del área de jabonería.</p>			
ESQUEMA N° 3			
 <p>The technical drawing consists of two views of a cylindrical tank. The front view (VISTA FRONTAL) shows a vertical tank with a total height of 2.00 m and a diameter of 1.1 m. It features a central vertical shaft with a diameter of 4.18 mm. The shaft has several components: a top section of 0.30 m height with a 0.03 m diameter, a middle section of 0.03 m height with a 0.03 m diameter, and a bottom section of 0.03 m height with a 0.03 m diameter. The shaft is supported by a horizontal base of 0.02 m thickness. The top view (VISTA SUPERIOR) shows a circular cross-section of the tank with an outer diameter of 1.10 m and a thickness of 4.18 mm. A small circle in the center represents the shaft's position.</p>			

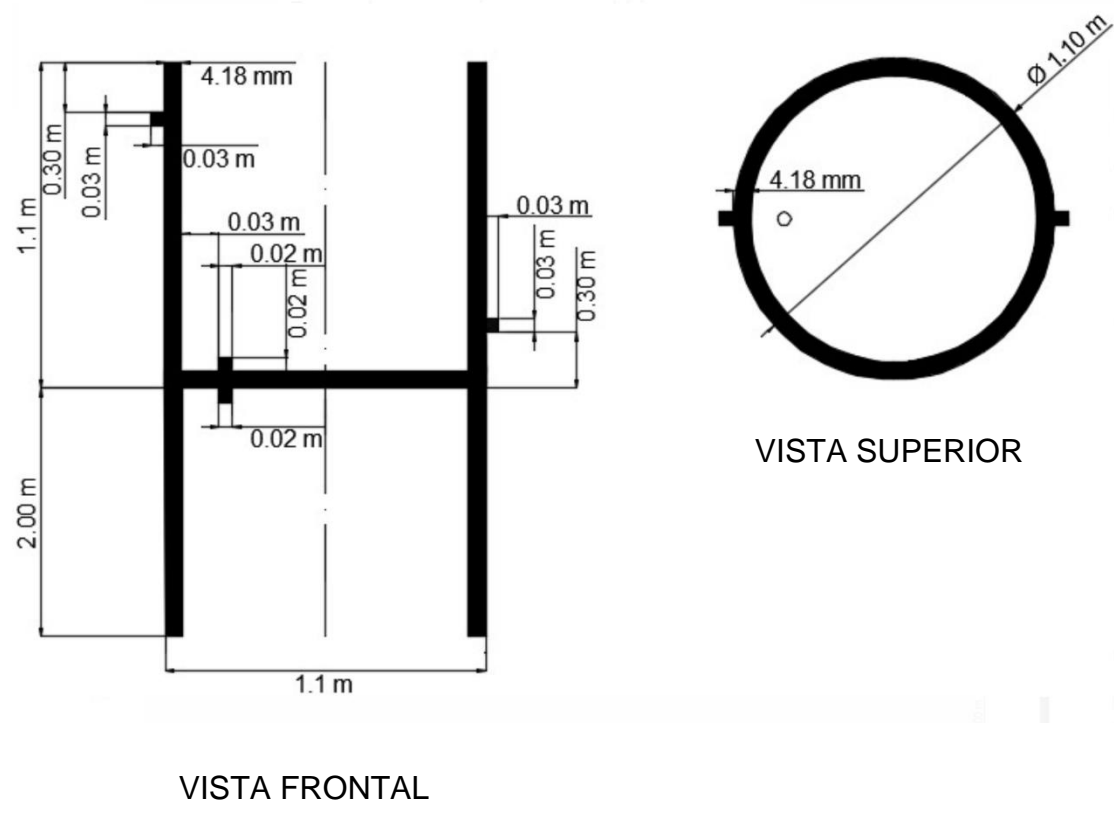
(Rotoplas, 2015, p.4)

Tabla 4.17. Hoja de especificaciones del sedimentador primario

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 4		DESCRIPCIÓN: Sedimentador primario	
		CÓDIGO EN PLANTA: S-101	
		FABRICANTE: Rotoplas	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Polietileno	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Temperatura diseño [°C]:	27	Tipo	Cilíndrico
Presión de operación [psi]	13,1	Diámetro interno (m)	1,6
Sólidos suspendidos	Sí	Altura (m)	1,5
Densidad del efluente (kg/m³)	1 026,21	Espesor (m)	0,0043
Capacidad (m³)	4,29	Posición	Vertical
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
El sedimentador primario ayuda a separar los sólidos presentes en el efluente, los cuales caen a una tolva y son transportados a una piscina.			
ESQUEMA N° 4			
 <p style="text-align: center;">VISTA FRONTAL</p> <p style="text-align: center;">VISTA SUPERIOR</p>			

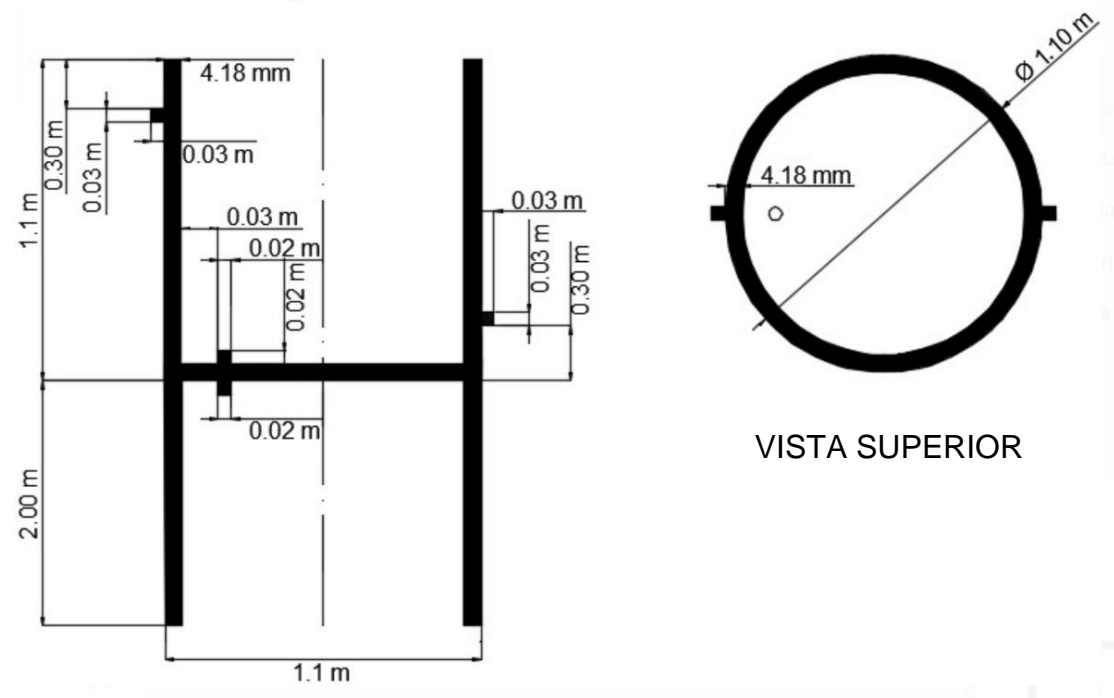
(Rotoplas, 2015, p.7)

Tabla 4.18. Hoja de especificaciones del tanque de acondicionamiento 2

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 5		DESCRIPCIÓN: Tanque de acondicionamiento 2	
		CÓDIGO EN PLANTA: TK-104	
		FABRICANTE: Rotoplas	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Polietileno	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Temperatura [°C]	27	Posición	Vertical
Presión de operación [psi]	12,5	Tipo	Cilíndrico
Sólidos suspendidos	Sí	Diámetro exterior (m)	1,1
Densidad del efluente (kg/m³)	1 026,21	Altura (m)	1,1
Capacidad (m³)	1,05	Espesor (m)	0,0042
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
En el tanque de acondicionamiento se añade peróxido de hidrógeno que ayuda a la formación de radicales hidroxilos, la mezcla completa se logra con la ayuda de un agitador mecánico.5			
ESQUEMA N° 5			
 <p style="text-align: center;">VISTA FRONTAL</p> <p style="text-align: center;">VISTA SUPERIOR</p>			

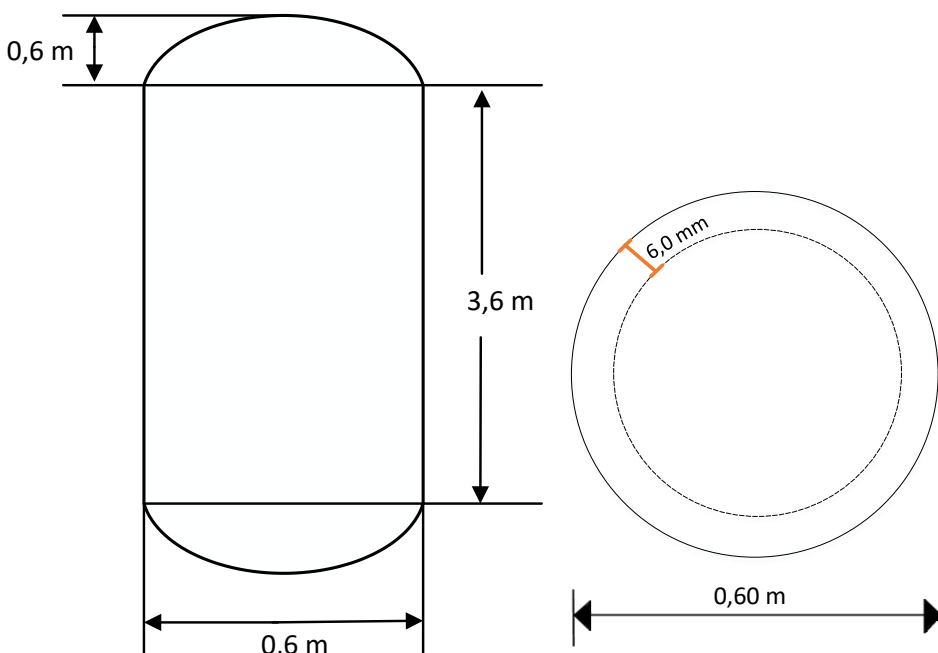
(Rotoplas, 2015, p.7)

Tabla 4.19. Hoja de especificaciones del tanque de acondicionamiento 3

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 6		DESCRIPCIÓN: Tanque de acondicionamiento 3	
		CÓDIGO EN PLANTA: TK-105	
		FABRICANTE: Rotoplas	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Polipropileno	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Temperatura [°C]	27	Posición	Vertical
Presión de operación [psi]	Atmosférica	Tipo	Cilíndrico
Sólidos suspendidos	Sí	Diámetro exterior (m)	1,10
Densidad del efluente (kg/m³)	1 026,21	Altura (m)	1,10
Capacidad (m³)	1,05	Espesor (m)	0,0042
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
En este tanque se consigue alcanzar un pH de 9 con la ayuda de ácido sulfúrico.			
ESQUEMA N° 6			
 <p style="text-align: center;">VISTA FRONTAL</p> <p style="text-align: center;">VISTA SUPERIOR</p>			


(Rotoplas, 2015, p.4)

Tabla 4.20. Hoja de especificaciones del reactor de ozonificación

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 7		DESCRIPCIÓN: Reactor de ozonificación	
		CÓDIGO EN PLANTA: R-101	
		FABRICANTE: COSEMAR OZONO	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Acero inoxidable AISI-304	
SS-304 DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Temperatura (°C)	10	Tipo	Cilíndrico
Presión de operación [psi]	15,2	Diámetro interno (m)	0,6
Sólidos suspendidos	No	Altura (m)	3,6
Capacidad (m³)	0,8	Espesor (m)	0,006
Posición	Vertical		
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
En este reactor se tiene una reacción gas-líquido, bajo condiciones de presión y temperatura de operación. Para tener una mayor transferencia de masa, este equipo tiene un difusor de burbuja fina. Además, hay entradas y salidas para el ozono y el efluente.			
ESQUEMA N° 7			
 <p style="text-align: center;">VISTA FRONTAL VISTA SUPERIOR</p>			

(Cosemarozono, 2015, p.7)

Tabla 4.21. Hoja de especificaciones del generador de ozono

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 8		DESCRIPCIÓN: Generador de ozono	
		CÓDIGO EN PLANTA: G-101	
		FABRICANTE: COSEMAROZONO	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Acero inoxidable 304	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Salida de ozono (g/h)	3,5-250	Tipo	Rectangular
Ventilación	Sí	Largo (m)	0,75
Potencia (W)	490	Altura (m)	0,50
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>Este equipo está diseñado para instalaciones industriales como tratamientos de aguas residuales. Tiene una producción de ozono que varía de 3 000 a 40 000 g/h, la alimentación puede ser con aire ambiente, aire comprimido u oxígeno. Este generador es óptimo para un rendimiento del 80 %. Cuenta con ventilación para el enfriamiento.</p>			
ESQUEMA N° 8			
			

(Cosemarozono, 2015, p.8)

Tabla 4.22. Hoja de especificaciones del compresor perteneciente al sistema de producción de ozono

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 9		DESCRIPCIÓN: Compresor	
		CÓDIGO EN PLANTA: K-101	
		FABRICANTE: DENAIR	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Tubería de acero inoxidable, enfriador de aluminio.	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Presión (psi)	10 877	Largo[m]	2,9
Capacidad (m³/min)	9,7 a 74,2	Ancho[m]	1,8
Potencia de trabajo [kW]	55,0 a 355,0	Altura[m]	2,3
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
El compresor modelo DA-110+ permite recoger el aire del ambiente, almacenarlo y comprimirlo dentro de un tanque que tiene como nombre calderín.			
ESQUEMA N° 9			
			

(Denair, 2017, p.9)

Tabla 4.23. Hoja de especificaciones del filtro de aire perteneciente al sistema de producción de ozono

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 9		DESCRIPCIÓN: Filtro de aire	
		CÓDIGO EN PLANTA: F-1101	
		FABRICANTE: Ingersollrand	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Malla metálica con cesta de aluminio	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Presión (psi)	17,2	Altura (m)	0,58
Caudal (m³/min)	0,48-45,31	Ancho (m)	0,20
Tamaño de filtrado (µm)	1		
Nivel de ruido	<60 dB		
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>El efecto colador es el más común en este tipo de filtros, la partícula atrapada es mayor que el espacio entre las fibras del filtro.</p>			
ESQUEMA N° 10			
			

(Ingersollrand, 2014, p.10)

Tabla 4.24. Hoja de especificaciones del soplador de aire, equipo que pertenece al sistema de producción de ozono

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 10		DESCRIPCIÓN: Soplador de aire	
		CÓDIGO EN PLANTA: K-102	
		FABRICANTE: LEISTER	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Acero inoxidable 304	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Caudal de aire (m³/min)	15 - 20	Posición	Vertical
Peso (kg)	19	Largo (m)	0,62
Potencia (W)	550	Altura (m)	0,61
Frecuencia (Hz)	50-60		
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>Los rotores del soplador giran sincronizados dentro del cuerpo de este, succionando aire por la boca de entrada. El aire que ingresa es capturado y transportado por la cavidad que se forma entre el cuerpo y los rotores, el cual es comprimido y expulsado por la boca de salida. El caudal expulsado por este soplador esta entre 15 000 y 20 000 (L/min).</p>			
ESQUEMA N° 11			
			

(Leister, 2013, p. 9)

Tabla 4.25. Hoja de especificaciones del intercambiador de calor, equipo que pertenece al sistema de producción de ozono

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 11		DESCRIPCIÓN: Intercambiador de calor	
		CÓDIGO EN PLANTA: E-101	
		FABRICANTE: LEISTER	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Aleaciones de cobre y cabezales de hierro fundido	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Presión (psi)	363	Largo (m)	0,9
Caudal máximo (L/h)	38 000	Altura (m)	0,4
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
En este equipo se produce un intercambio de calor entre un fluido caliente, en este caso aire, a otro frío, el agua. El proceso se da a contracorriente para obtener una mayor eficiencia.			
ESQUEMA N° 12			
			


(Leister, 2013, p. 12)

Tabla 4.26. Hoja de especificaciones del secador refrigerante, equipo que pertenece al sistema de producción de ozono

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 12		DESCRIPCIÓN: Secador refrigerante	
		CÓDIGO EN PLANTA: E-102	
		FABRICANTE: INGRESOLLRAND	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Acero inoxidable AISI-306L	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Presión (psi)	0-203	Largo (m)	0,5
Capacidad (m³/h)	42,00 - 5 400,00	Altura (m)	0,8
Voltaje (V)	360	Profundidad (m)	0,6
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>Este equipo goza de un diseño y una fabricación de alta eficiencia, logra reducir el consumo de energía. Tienen un intercambiador de calor combinado con un circuito de masa térmica, el cual le ayuda a ahorrar energía debido a que utiliza un compresor frigorífico de alta eficiencia, el cual se apaga automáticamente y a prestaciones como el control con microprocesador y el drenaje electrónico sin pérdida. Además, se puede regular automáticamente el punto de rocío deseado.</p>			
ESQUEMA N° 13			
			

(Ingersollrand, 2014, p.11)

Tabla 4.27. Hoja de especificaciones del desecador, equipo que pertenece al sistema de producción de ozono

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 12		DESCRIPCIÓN: Desecador	
		CÓDIGO EN PLANTA: D-101	
		FABRICANTE: KAESER	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Carcasa de acero, superficies pintadas y protegidas.	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Peso (kg)	165	Largo (m)	2,0
Flujo volumétrico (m³/min)	1,2	Altura (m)	0,8
Conexión eléctrica (W)	50	Profundidad (m)	0,8
Punto de rocío (°C)	-70		
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>Este equipo está formado por dos calderines en paralelo, unidos mediante un sistema de tuberías y válvulas que regulan su ciclo de trabajo. El aire es secado al entrar en contacto con un agente secante, como sílica gel, que se encuentra en el interior de los calderines, con un gran poder higrométrico, en forma de pequeñas bolas de 2 a 8 mm de diámetro, que captan las moléculas de agua en su estructura interna, formada por múltiples microcavidades.</p>			
ESQUEMA N° 14			
			

(Kaeser, 2017, p.5)

Tabla 4.28. Hoja de especificaciones del dispositivo de destrucción de ozono térmico/catalítico

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 13		DESCRIPCIÓN: Dispositivo térmico/catalítico	
		CÓDIGO EN PLANTA: R-104	
		FABRICANTE: PURIFRESH/OD-900	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Acero inoxidable 316	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Catalizador	Carulite 200	Diámetro (m)	0,8
Calefactor para alcanzar la temperatura de máxima (V)	120	Longitud (m)	1,6
Temperatura máxima (°C)	90	Posición	Vertical
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>Este equipo de destrucción de ozono es un convertidor termocatalítico que causa que el ozono vuelva de nuevo al estado de oxígeno. Esta manufacturado con acero inoxidable 316 y está diseñado para manejar hasta 200 pies cúbicos por minuto de ozono residual. Este dispositivo cuenta con un equipo de calefacción para aumentar la temperatura del gas y un catalizador que tiene por nombre Carulite 200, es por esto que este equipo es termocatalítico.</p>			
ESQUEMA N° 15			
			

(Purfresh, 2016, p.9)

Tabla 4.29. Hoja de especificaciones del enfriador de aire

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 16		DESCRIPCIÓN: Enfriador de aire	
		CÓDIGO EN PLANTA: E-103	
		FABRICANTE: UNICHILLER	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Acero inoxidable	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Presión min/máx. (psi)	36-72	Ancho (m)	0,8
Caudal min/máx. (L/h)	25-220	Altura (m)	1,1
Temperatura de entrada (°C)	42	Profundidad (m)	0,9
Temperatura de salida (°C)	10		
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>El aire es enfriado mediante el intercambio con un medio más frío y luego es distribuido a puntos donde se produce la demanda de frío. Esta unidad trabaja por expansión directa, es decir, que el condensador del sistema de refrigeración está en contacto directo con el medio a enfriar.</p>			
ESQUEMA N° 16			
			

(Unichiller, 2016, p.8)

Tabla 4.30. Hoja de especificaciones del enfriador de agua

HOJA DE ESPECIFICACIONES N° 17		DESCRIPCIÓN: Enfriador de agua	
		CÓDIGO EN PLANTA: E-104	
		FABRICANTE: UNICHILLER	
		MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: Acero inoxidable	
DATOS DE OPERACIÓN		DIMENSIONES	
Temperatura entrada (°C)	3	Ancho (m)	0,8
Temperatura salida (°C)	50	Altura (m)	1,5
Caudal máximo (m³/h)	5,03	Profundidad (m)	1,6
Voltaje (V)	380	Vida útil	5 años
PRINCIPIOS DE FUNCIONAMIENTO			
<p>Este equipo permite obtener la temperatura requerida, a pesar de las condiciones ambientales que puede existir en el lugar donde se instale. Trabaja en circuito cerrado, lo que permite que el agua pueda ser recirculada y así evitar un excesivo consumo de agua.</p>			
ESQUEMA N° 17			
			

(Unichiller, 2016, p.10)

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Antes de implementar cualquier empresa o planta de procesos, se debe realizar un estudio de prefactibilidad económica, el cual se trata de evaluar los costos directos, indirectos y operativos.

5.1. COSTOS DIRECTOS

Se encuentran los precios de los equipos planteados para el tratamiento del efluente, estos fueron seleccionados con base en catálogos disponibles como Rotoplas, Kaiquan, Ingersollrand, Purfresh, entre otros, en el mercado nacional e internacional (Jiménez et al., 2007, pp. 213 y 214).

En la Tabla 5.1 se detalla el costo total de inversión de la planta de tratamiento.

Tabla 5.1. Costo total de inversión de la planta de tratamiento

Descripción	Costo total
Instalación de equipos	518 621,06
Construcción de edificios	34 500,00
TOTAL	553 121,06

5.2. COSTOS INDIRECTOS

Para los costos indirectos se consideraron los costos de la mano de obra directa e indirecta. La planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería necesita la ayuda de un ingeniero civil y uno de proyectos, mismos que tendrán un sueldo hasta finalizar el proyecto, que tiene un periodo máximo de un año. El manejo de la planta estará a cargo de dos operadores en las Tablas AVI.6 y AVI.7 se presentan los costos indirectos.

5.3. COSTOS DE OPERACIÓN

Para los costos de operación se consideraron los costos los insumos necesarios para la operación de la planta, servicio de energía y agua potable y mantenimiento de la planta. Los valores de los costos de operación se presentan en el Anexo .VI. 6, AVI.7 y AVI.8 y en la Tabla 5.2 se detalla un resumen del costo total de operación.

Tabla 5.2. Costo total de operación

Descripción	Costo total [USD/año]
Insumos	142 059,15
Energía eléctrica	13 421,05
Agua potable	684,24
TOTAL	156 163,44

5.4. COSTO-BENEFICIO

Se determinó el costo-beneficio de la planta de tratamiento de efluentes, para esto se tomó como referencia al Código Orgánico del Ambiente, (2017), artículo 318, numeral 11 sobre infracciones muy graves, que tiene como nombre: El incumplimiento de los límites permisibles sobre vertidos, descargas y emisiones.

La caracterización del efluente indica el incumplimiento de tensoactivos, color real y DQO, con valores de 12,87 mg/L, 238 Pt-Co y 21 000 mgO₂/L, respectivamente. Estos valores al comparar con los límites permisibles según la normativa de calidad ambiental y descarga de efluentes (Ministerio del Ambiente, 2015, pp. 21-24), se concluye que la empresa debe dar tratamiento a estos efluentes generados en el área de jabonería, para evitar la sanción decretada en el Capítulo II, artículo 4 del Código Orgánico del Ambiente. La multa será de 200 salarios básicos unificados, la misma que se valorará en función del nivel y el tiempo de incumplimiento de las normas, sin perjuicio de la suspensión del permiso, licencia otorgado, hasta el pago de la multa. En caso de reincidencia, a más de la multa correspondiente, se dejarán sin efecto, las autorizaciones ambientales emitidas en favor del infractor (Asamblea

Nacional de la República del Ecuador, 2017, pp. 58, 60 y 61). El valor por cancelar, en el caso de que la empresa incumpliera con las normas mencionadas, sería de 77 200 USD.

Se determinó el índice costo-beneficio mediante la Ecuación 5.2 (Infante, 2012).

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

Donde:

Ingresos: Costo de la multa [USD].

Egresos: Costos de todos los materiales, reactivos, energía, agua, salarios directos e indirectos [USD].

Se debe considerar, si el índice costo-beneficio tiene un valor mayor que 1, el proyecto es factible, si es igual a 1 el proyecto es indiferente y si es menor que 1 el proyecto no es factible.

El índice costo-beneficio determinado fue 4,74, lo que demuestra que el proyecto es atractivo y aplicable. Se corroboró que este proyecto es factible mediante los indicadores VAN (valor actual neto) y TIR (tasa interna de retorno), para lo cual se determinó el flujo de caja considerando la inversión inicial del proyecto, los ingresos y egresos de la planta de tratamiento. Se obtuvo como resultado un VAN de 41 038 942,50 UDS y un TIR del 67 %.

El diseño de la planta de tratamiento ayudará a que la empresa evite pagar multas por no llegar a los parámetros máximos permisibles que impone la Normativa ambiental sobre calidad y descargas de efluentes.

Además, al recircular el efluente tratado al proceso productivo, la empresa evitará consumir 58,56 m³ al día de agua extraída del pozo, esto a largo plazo representará una disminución de recursos que se emplean para la extracción del agua.

El costo del tratamiento por metro cúbico es de 7,19 USD, esto quiere decir que la empresa gasta 428 USD al tratar un volumen de 59,52 m³ de efluente al día. Al

comparar las ganancias que obtiene la empresa al producir 8 toneladas de lavavajillas al día con el valor que debe invertir para realizar el tratamiento, el costo se vuelve no representativo. Por lo tanto, la implementación de la planta de tratamiento del efluente proveniente del área de jabonería se vuelve un proyecto muy beneficioso para la empresa.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. American National Standard Instituted. (1983). *Código ANSI/ISA S5.1. Instrumentation Symbols and Identification*. Obtenido de https://www.academia.edu/9519048/AMERICAN_NATIONAL_STANDARD_ANSI_ISA.5.12009_Instrumentation_Symbols_and_Identification (agosto, 2016).
2. American National Standard Instituted . (1984). *Código ANSI/ISA 5.3. Instrumentation Symbols and Identification*. Obtenido de https://www.academia.edu/9519048/AMERICAN_NATIONAL_STANDARD_ANSI_ISA-5.42009_Instrumentation_Symbols_and_Identification (agosto, 2016).
3. American National Standard Instituted . (1991). *Código ANSI/ISA 5.4. Instrumentation Symbols and Identificaiton*. Obtenido de https://www.academia.edu/9519048/AMERICAN_NATIONAL_STANDARD_ANSI_ISA-5.42009_Instrumentation_Symbols_and_Identification (agosto, 2016).
4. American Petroleum Institute . (2002). *API620. Design and construction of large, welded, low-pressure storage tanks*. Washington D.C., United States: API Publishing Services.
5. American Petroleum Institute. (2003). *Código API RECOMMENDED PRACTICE 14E: Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*. Washington D.C, United States.
6. American Petroleum Institute. (2013). *Welded tanks for oil storage*. En *API Publishing Services* (12 ed.). United States.

7. American Petroleum Institute. (2013). *API Standard 650: Welded tanks for oil storage* (12 ed.). Washington D.C, United States.
8. American Society of Mechanical Engineers,. (2007). Código ASME Boiler and Pressure VESSEL, Section 1. En *Rules of construction of power boilers*. New York, Estados Unidos.
9. ARCONEL. (2016). *Tarifa de energía eléctrica industrial* . Obtenido de <http://www.regulacionelectrica.gob.ec/> (Marzo, 2017).
10. Arellano, L. (2012). *Medición del caudal* . Obtenido de Tratamiento de efluentes:https://www.academia.edu/3881017/TRABAJO_FINAL_DE_CAUDAL (Agosto, 2016).
11. Banco Central del Ecuador. (2013). *Información estadística mensual*. Recuperado el Enero de 2017, de <https://www.bce.fin.ec/home1/estadisticas/bolmensual/IEMensual.jsp> (Enero, 2017).
12. BARRILPLAST . (2015). *Accesorios. Catálogo*. Obtenido de http://barriplast.com/productos_046c.html?proid=152&catid=4 (Febrero, 2017).
13. Blanco F. (2012). *Resistencia de polímeros. Lección 14*. Obtenido de http://r.search.google.com/_ytl=A0LEVjtHOoVYe4Q4AYzkPxQt.;_ylu=X3oDMTByohzYB21tBG8DYmYBHBvcwBHZ0aWQDBBHNlYwNZCG (Enero, 2017).
14. Código Orgánico del Ambiente. (2017). *Infracciones graves y muy graves*. Obtenido de <http://www.competencias.gob.ec/wp-content/uploads/2017/06/05NOR2017-COA.pdf>

15. Cornish , M. (2010). *El ABC de los plásticos*. Obtenido de <http://www.goodfellow.com/S/Polipropileno.html> (Febrero, 2017).
16. Corporación Universitaria Adventista. (2011). *Disolución y Precipitación de Sales*. Obtenido de Tipos de sales: http://www.unac.edu.pe/documentos/organizacion/vricdcitra/Informe_finales_Investigacion/Julio_2011/IF_BARRETO_PIO_FIARN/CAP%20V.PDF (Enero, 2017).
17. COSEMAROZONO. (2015). *Generador de ozono*. Recuperado de: [file:///C:/Users/Usuario/Downloads/SP%20Millenium%2025G%20\(1\).pdf](file:///C:/Users/Usuario/Downloads/SP%20Millenium%2025G%20(1).pdf) (Enero, 2017).
18. DANEC , S. (2017). *Límites máximos permisibles para recirculación del efluente*. Sangolquí. Obtenido de <http://www.danec.com/> (Marzo, 2017).
19. Deininger, R., Skadsen, J., Sandford, L., & Myers, A. (2000). Desinfección del agua con ozono. *Trabajo presentado en el Simposio OPS: Calidad de agua, Desinfección Efectiva*.
20. Denair. (2017). Compresores de aire. Recuperado de: <http://es.denair.net/> (Julio, 2017)
21. Empresa Eléctrica Quito, E. (2018). *Valor de servicios* . Obtenido de <http://www.eeq.com.ec:8080/atencion-virtual/realice-su-consulta/valor-facturado> (Junio, 2017).
22. Empresa Metropolitana de Movilidad y Obras Públicas. (2018). *Valor del agua por metro cúbico*. Obtenido de <https://ec.linkedin.com/company/>

empresa-p-blica-metropolitana-de-agua-potable-y-saneamiento-de_ quito (Mayo, 2018).

23. Engineers, A. S. (2010). *Código ASME B31.3-2010. Tuberías de proceso*. New York, United States.
24. Environmental Protection Agency, E. (2012). *Alternative Disinfectants and Oxidants Guidance Manual*. Obtenido de <http://goo.gl/1TYwEo> (Septiembre, 2016).
25. Gobierno Municipal de Rumiñahui. (2018). *Cantón Rumiñahui, datos geográficos*. Obtenido de http://www.ruminahui.gob.ec/index.php?option=com_content (Enero, 2017).
26. Gomes, A. C.; Nunes, J.C.; Simoes, R.M. (2010, p. 2). *Journal of Hazardous Materials. Determination of fast ozone oxidation rate for textile dyes by using a continuous quench-flow system*, 57-65. doi:10.1016/j.hazmat.2010.01.43
27. Gonzalez, F. (2015). *Seguridad industrial. Conocer la concentración de ozono en el ambiente laboral y prevenir daños a la salud al personal expuesto*. Obtenido de: <http://www.estrucplan.com.ar/secciones/articulos/verarticulo.asp?IDArticulo=3533> (Marzo, 2017)
28. GoogFellow. (2008). *Acero Inoxidable. Información sobre el material*. Obtenido de <http://www.goodfellow.com/S/Acero-Inoxidable-AISI.316.html> (Febrero, 2016).
29. Greco, G. (2013). *Chemical Compatibility*. Obtenido de <http://goo.gl/nPWp9> (Enero, 2017).

30. Grundfos Management A/S. (2017). *The centrifugal pump*. Obtenido de http://machining.grundfos.com/medi/16620/the_centrifugal_pump.pdf (Marzo, 2017).
31. Guerra , G. (2007). *Control automático y simulación digital*. Quito , Ecuador : Imprefepp.
32. Heizer , J., & Render, B. (2009). *Principios de administración de operaciones*. Obtenido de <https://es.slideshare.net/franciscofvazquez9/administracion-de-operaciones-7ma-edicion-jay-heizer-barry-render> (Marzo, 2017).
33. ICCA, A. C. (2011). *The market analysis of laundry power detergent and additive*. Recuperado el Enero de 2017, de <http://www.greenchemical.jp/member/201110/eng/tokushu.pdf> (Septiembre, 2016).
34. Incropera, A., DeWitt, A., Bergman, J., & Lavine, S. (2010). *Fundamentos de transferencia de masa* . Obtenido de <https://www.wiley.com/en-us/Fundamentals+of+Heat+and+Mass+Transfer%2C+7th+Edition-p-9780470501979> (Marzo, 2017).
35. Industrial Risk Insurers. (2012). Oil and chemical plant layout and spacing. *Industrial Risk Information*, 1-13. Obtenido de <https://www.bloomberg.com/profiles/companies/0047561D:US-industrial-riskinsurer> (Abril, 2017).
36. Infante , A. (2012). Evaluación financiera de proyectos de inversión. Bogotá, Colombia . Obtenido de <https://www.cuidatudinero.com/13129103/indice-costo-beneficio> (Junio, 2017).

37. INGRESOLLRAND. (2010). *Secador refrigerante*. Obtenido de http://www.fram-europe.com/es/catalogue_secador_refrigerante/online-catalogue.html (Enero, 2017).
38. INOXIDABLES M/T. (2009). *Tanque de acero inoxidable*. Recuperado de: <https://www.inoxidablesmt.com/tanques-y-recipientes> (Abril, 2017).
39. Instituto Ecuatoriano de Normalización . (2013a). Agua. Calidad del agua. Muestreo. Técnicas de muestreo. En N. I. 2176:2013. Quito, Ecuador.
40. Instituto Ecuatoriano de Normalización. (2013b). Norma Técnica Ecuatoriana NTE INEN 2176:2013: Agua. Calidad de agua. Muestreo. Técnicas de muestreo. Quito, Ecuador.
41. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social. (2018). *Servicios y prestaciones*. Obtenido de <https://www.iess.gob.ec/es/web/afiliado/servicios-y-prestaciones> (Junio, 2017).
42. Instituto Nacional de Estadística y Censo, I. (2014). *Encuesta de información ambiental*. Obtenido de <http://www.ecuadorencifras.gob.ec/sistema-integrado-de-estadisticas-ambientales-siea/> (Enero, 2017).
43. Instituto Nacional de Tecnología Industrial . (2009). *Química: Elaboración de Detergente Lavavajillas (Única edición)*. Buenos Aires, Argentina : INTI.
44. Jiménez , F., & Espinoza , C. (2007). *Costos Industriales*. Obtenido de Costos directos e indirectos: <https://books.google.com.ec/books?id=>

jRdhIWgPe60C&pg=PA213&dq=costos+directos+e+indirectos&hl=es-419&sa=X&ved=0ahUKEwjD4v7nworbAhWCq1Kkhq4XC8Q6AEILTAC#v=onepage&q=costos%20directos%20e%20indirectos&f=false (Junio, 2017).

45. KAESER. (2017). *Tipos de desecadores*. Obtenido de <http://www.kaiquangroup.com/products> (Abril, 2017).
46. KAIQUAN. (2012). *Tanque de agua*. Recuperado de: <http://www.kaiquangroup.com/products> (Abril, 2017).
47. Karthikeyan, S., & Ranjith, P. (2007). Degradation Studies on Anionic and Non-Ionic Surfactants by Ozonation. *Jr. of Industrial Pollution Control*. (23(1)), 37-42.
48. Langlais, A., Reckhow, D., & Brink, D. (2010). *Ozone in Water Treatment: Application and Engineering*. Los Ángeles, Estados Unidos : Lewis Publishers.
49. Lee, Y. ; Gerrity, D. ; Lee, M.; Gamage, S.; Pisarenko, A.; Trenholm, R. A. ; Canonica, S. ; Snyder , S.; Von , Gunten U. (2016). Organic Contaminant Abatement in Reclaimed Water by UV/H₂O₂ and a Combined Process Consisting of O₃/H₂O₂ followed by UV/H₂O₂. *Environmental Science & Technology*(50(7)), 3809-3819. doi:10.1021 /acs.est.5bb04904
50. LEISTER. (2010). *Sopladores de aire*. Obtenido de http://www.fram-europe.com/es/catalogue_secador_refrigerante/online-catalogue.html (Enero, 2017).

51. LEISTER. (2013). *Intercambiador de calor gas-agua* . Obtenido de http://www.frameurope.com/es/catalogue_intercambiador_de_calor/online-catalogue.html (Enero, 2017).
52. Lotito, A., Fratino , U., Bergna , B., & Dilaconi , J. (2012). Integrated biological and ozone treatment of printing textile wastewater. En *Chemical Engeneering Journal* (págs. 195-196, 261-269). doi:10.1016/j.cej.2012.05.006
53. Mañunga, T., Gutiérrez , H., Rodríguez, J., & Villareal, A. (2010). *Tratamiento deresiduos de DQO generados en el laboratorio de análisis ambientales*. Obtenido de Ingeniería e Investigación: <http://www.revistas.unal.edu.co/index.php/ingeinv/rt/printerFriendly/15738/34074> (Febrero, 2017).
54. Marín, D. R. (2012). *Macro-localización y Micro-localización*. Obtenido de <http://garduno-elaboracion-de-proyectos.com/2012/01/macro-localizacion-y-micro-localizacion.html> (Febrero, 2017).
55. Martínez, A.; Cortazar; Ramírez, CA., Olivares, C.; Lozada, JA.; Rosas, J. e Ibarra, JR. (2012). *Biotecnología aplicada a la degradación de colorantes de la industrial textil*. Obtenido de http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0186-29792012000200009
56. Masschelein, M. (2010). *La ozonificación del agua*. (Tec, Ed.) Francia: DOC.
57. Matec . (2012). *Filtro prensa , Italy: Matec Machinery Technology*. Obtenido de <http://www.matecamerica.com/es.filtro-prensa-una-mirada-mas-cercana> (Enero, 2016).

58. McCabe, W., Smith, J., & Harriot, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química* (7 ed.). México D.F., México: McGraw-Hill.
59. Merenyi, G., Lind, J., Naumov, S., & Sonntang, C. (2010). Reaction of ozone with hydrogen peroxide (peroxone process): a revision of current mechanistic concepts based on thermokinetic and quantum-chemical considerations. *Environmental science & technology*(44(9)), 3505-3507. doi:10.1021/es100277d
60. Metcalf, & Eddy. (1995). Tratamiento, vertido y reutilización. En *Ingeniería de aguas residuales* (3 era ed., Vol. 1). Madrid, España: McGraw-Hill.
61. Mills, A. (2010). *Transferencia de calor* . Obtenido de https://www.researchgate.net/publication/44458826_Transferencia_de_calor_Anthony_F_Mills
62. Ministerio del Ambiente. (2015). Texto Unificado de Legislación Secundaria. Anexo 4 del Libro VI. Norma de Calidad del Aire Ambiente . Obtenido de <http://extwprlegs1.fao.org/docs/pdf/ecu112183.pdf> (Julio, 2017).
63. Ministerio del Ambiente del Ecuador. (2015). Norma de calidad ambiental y de descarga de efluentes: Recurso agua. En *Ministerio del Ambiente del Ecuador. Texto Unidficacido de la Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente* (Vol. VI, págs. 286-340). Quito, Pichincha, Ecuador. Obtenido de <http://www.ambiente.gob.ec/wp-content/uploads/downloads/2012/09/LEY-DE-GESTION-AMBIENTAL.pdf> (Enero, 2017).
64. Ministerio del trabajo. (2018). *Aportaciones del empleado*. Obtenido de <http://sut.trabajo.gob.ec/mrl/loginMenuSut.xhtml> (Marzo, 2018).

65. Morales, D.(2017). *Estudio de la degradación de colorantes y tensoactivos mediante la aplicación de ozonificación y peróxido de hidrógeno.* (Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Químico no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
66. Morales, F. (2017). *Tratamiento de aguas residuales* . Obtenido de [http://studylib.es /doc/7210799/panorama-del-tratamiento-de-aguas-residuales-ctecnolog%C3%A0Da](http://studylib.es/doc/7210799/panorama-del-tratamiento-de-aguas-residuales-ctecnolog%C3%A0Da) (Enero, 2017).
67. Mott, R. L. (2006). *Mecánica de fluidos* (6 ed.). (P. Education, Ed.) México D.F.: PRENTICE HALL.
68. Organización Internacional de Normalización (ISO). (2001). Norma ISO 10628:1997. Diagrama de bloques. Madrid, España: AENOR. Obtenido de <https://www.isotools.org/normas/> (Junio, 2017).
69. Organización Panamericana de la Salud, (OPS). (2005). *Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores.* Obtenido de http://www.bvsde.paho.org/bvsatp/e/tecnoapro/documentos/agua/158_esp-diseno-desare.pdf (Agosto, 2016).
70. Parsa, J. y Negahdar, S. (2012). Separation and Purification Technology. *Treatment of wastewater containing Acid Blue 92 dye by advanced ozone-based oxidation methods*(98),315-320.doi:10.1016/j.seppor. 2012.06.041
71. Perry , R., Green, D., & Maloney, J. (2001). *Manual del Ingeniero Químico* (4 ed., Vol. 1). Madrid, España: McGraw-Hill.

72. Peters, M., & Timmerhaus, K. (2002). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Tokio, Japón : McGraw-Hill.
73. Petróleos de Venezuela, PDVSA. (2013). *Manual de ingeniería de diseño: preparación de diagramas de proceso*. Obtenido de <http://www.pdvsa.com/index.php?lang=es> (Junio, 2017).
74. PIONNER PUMPS. (2014). *Bombas*. Obtenido de <http://pioneerpump.com/americas/products/pumps/standard-centrifuga> (Marzo, 2017).
75. PURIFRESH. (2010). *Equipos de aire. destrucción de ozono* . Obtenido de <http://www.purifresh.com/> (Marzo, 2017).
76. Rivera, A. (2012). *Macro y micro localización*. Obtenido de <http://ishmacroymicrolocalizacion.com/2012/01/macro-y-microlocalizacion.html> (Enero, 2018).
77. Romero , J. (2002). *Tratamiento de Aguas Residuales. Teoría y principios de diseño* (2 da ed., Vol. 1). Bogotá, Colombia.
78. Rosal, R., & Rodríguez, A. (2009). Oxidation of dissolved organic matter in the effluent of a sewage treatment plant using ozone combined with hydrogen peroxide (O₃/H₂O). *Chemical Engineering Journal*(149(1)), 311-318. doi:10.1016/j.cej. 2008.11.019
79. Rosen, M. y Kunjappu, J. (2012). *Surfactants and Interfacial Phenomena* (4ta ed.). New Jersey, Estados Unidos: Jhon Wiley & Sons, Inc.

80. ROTOPLAS. (2015). *Tanque para agua, PVC*. Recuperado de: <http://rotoplas.com.ec/categoria-producto/tanques-agua> (Abril, 2017).
81. SAL-PACÍFICO. (2017). Comestible, ganadería industrial. Obtenido de <http://sal-pacifico.com/> (Junio, 2017).
82. Secretaria de Ambiente. (2010). *norma técnica de la Ley de Gestión Ambiental y del Reglamento a la Ley de Gestión Ambiental para la Prevención y Control de la Contaminación Ambiental*. Ecuador. Obtenido de <http://www.quitoambiente.gob.ec/ambiente/index.php/norma-ecuatoria-na-de-la-calidad-del-aire> (Julio, 2017).
83. Servicio Nacional de Contratación Pública. (2018). Adquisiciones de Compras Públicas. Recuperado de: <https://www.compraspublicas.gob.ec/ProcesoContratación/compras/> (Marzo, 2017).
84. SIGMA-ALDRICH. (2017). *Ácido sulfúrico*. Obtenido de <https://www.sigmaaldrich.com/catalog/search?term=acido+sulfurico&interface=All&N=0&mode=partialmax&lang=en®ion=EC&focus=product> (Junio, 2017).
85. Sinnott, R. (2005). *Chemical Engineering Design* (4ta ed.). Oxford, Reino Unido de Gran Bretaña e Irlanda del Norte: Butterworth-Heinemann.
86. Streeter, V., Wylie, B., & Bedford, K. (2010). *Mecánica de fluidos* (Vol. 2). Bogotá, Colombia: McGraw-Hill.
87. Towler, G., & Sinnott, R. (2013). Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. En *Chemical Engineering Design*. Oxford,

Reino Unido de Gran Bretaña e Irlanda del Norte: Butterworth-Heinemann.

88. Trabajo, M. d. (2017). *Sistema único de trabajo* . Obtenido de <http://sut.trabajo.gob.ec/> (Marzo, 2017).

89. Trabal , E. (2007). *Estabilidad y descomposición de las disoluciones del peróxido de hidrógeno*. Obtenido de: https://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&ved=0ahUKEwiy46blp9bRAhVD4iYKHaATAAkQFggYMAA&url=http%3A%2F%2Fwww.solvay.us%2Fen%2Fbinaries%2FHH-2323-sp236797.pdf&usg=AFQjCNHeDGH3h_v35NrWnJQXLnVejDIYDA&bv m=bv.144224172,d.eWE&cad=rja (Junio, 2017).

90. UNAH. (2015). *Diagrama de Moody* . Obtenido de <https://mecanicadefluidosuna.wordpress.com/2015/11/16/diagrama-de-moody/> (Marzo, 2017).

91. UNICHILLER. (2015). *Catálogo enfriadores de aire*. Obtenido de <https://ecochillers.net/manuales-chillers.html> (Marzo, 2017).

92. Ures, M., Jácome, A., & Suárez, J. (2015). *Construted wetlands for the treatment of domestic sewage in rural areas of Galicia*. Obtenido de <http://www.geama.org/sanitaria/index.php?s=s18&l=en> (Enero, 2017).

93. Uriel, C., Parra, C. y Rangel C. (2013). *Impacto ambiental*. Obtenido de <https://sites.goolge.com/site/proyectodetergente/-zon-docptt-pdf> (Marzo, 2017).

94. Von Sonntag, C., & Von Gunten, U. (2012). *Chemistry of Ozone in Water and Wastewater Treatment. From Basic Principles to Applications*. New York, Estados Unidos: IWA Publishing.
95. Worldmeteo. (2018). *El tiempo en Sangolquí, Ecuador*. Obtenido de <https://www.worldmeteo.info/es/america-del-sur/ecuador/sangolqui/tiempo-137415/> (Mayo, 2018).
96. Zonosistem. (2010). *Destruyores de ozono*. Obtenido de <https://zonosistem.com/ingenieria-aplicaciones-productos-ozono/27/destruyores-de-ozono> (Febrero, 2017).

ANEXOS

ANEXO I

DETERMINACIÓN DEL CAUDAL DEL ÁREA DE JABONERÍA

La medición del caudal del área de jabonería se determinó mediante la norma del Instituto Ecuatoriano de Normalización (INEN) 2176:2013 Agua. Calidad del agua. Muestreo. Técnica de muestreo (2013a). Se empleó un recipiente aforado, y fue colocado bajo la salida del efluente, se colectó un volumen por unidad de tiempo, se tomaron tres mediciones por cada hora durante 8 horas de operación de la industria, con esto se logró determinar los caudales mínimo, medio y máximo diario (Arellano, 2012, p. 5).

En la Figura AI.1 se representan los datos de los dos días de medición del efluente del área de jabonería, con los cuales se determinaron los caudales medios diarios, cuyos resultados se encuentran en la Tabla AI.1

Tabla AI.1 Resultados de los datos obtenidos al medir el caudal en el área de jabonería de la empresa

CAUDAL	MEDIA ARITMÉTICA (m ³ /h)	DESVIACIÓN ESTÁNDAR (m ³ /h)
Mínimo	1,03	0,43
Medio	2,48	2,09
Máximo	3,56	2,65

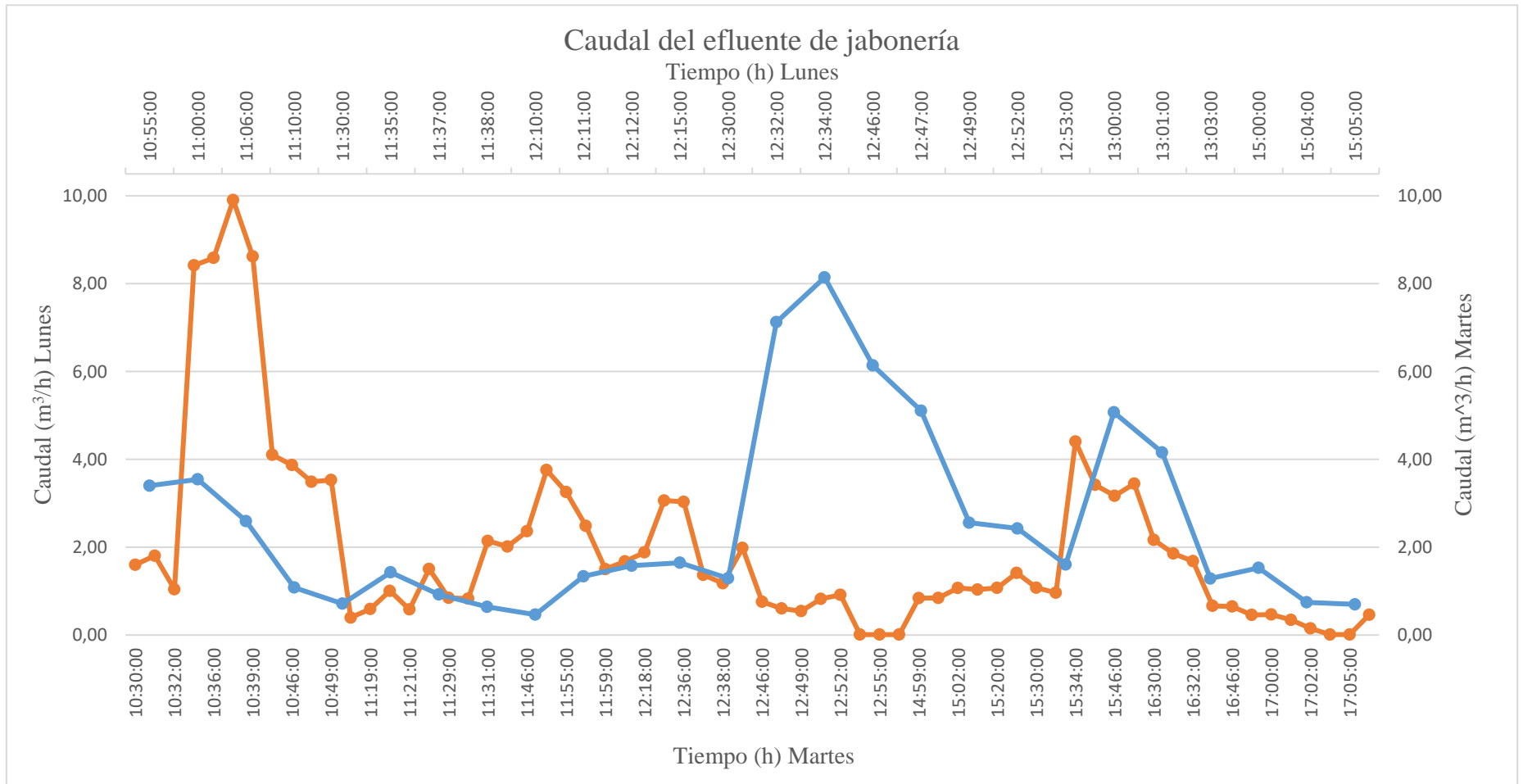


Figura AI.1 Variación del caudal en los días de medición

ANEXO II

BALANCE DE MASA EN CADA OPERACIÓN UNITARIA

El balance de masa se realizó a partir del caudal promedio determinado con base en los datos recaudados en los muestreos realizados por dos días consecutivos, cuyo valor es de 2,48 m³/h. No se consideró el caudal máximo debido a que solo existen dos picos máximos, como se puede observar en la Figura AI.1 y tienen una duración de pocos segundos, además para evitar desbordamientos en los tanques se colocó el tanque de almacenamiento que recolectará las tres descargas que se produce a diario en la empresa.

AII.1. BALANCE DE MASA EN EL ALMACENAMIENTO DEL EFLUENTE

Es necesario colocar un tanque de almacenamiento antes de iniciar el tratamiento del efluente de jabonería, éste permite recolectar las aguas residuales generadas en un día de producción de la empresa.

En la Figura AIII.1 se presentan las corrientes de entrada y salida en la etapa de almacenamiento del efluente proveniente del área de jabonería.



Figura AII.1. Corrientes de entrada y salida en la etapa de almacenamiento del efluente del área de jabonería

Masa en el tanque de almacenamiento:

El efluente será almacenado durante 24 horas hasta recolectar las tres descargas que se generan en el área de jabonería. La masa y el volumen de este tanque son:

$$m_{TA} = 2,48 \frac{m^3}{h} \times 1\,006,21 \frac{kg}{m^3} \times 24 h$$

$$m_{TA} = 59\,889,62 \text{ kg}$$

$$V_{TA} = 2,48 \frac{m^3}{h} \times 24 h$$

$$V_{TA} = 59,52 \text{ m}^3$$

A partir del tanque de almacenamiento el tratamiento del efluente es de forma continua por lo que se determinaron los flujos de masa y volumen desde el tanque de homogeneización.

AII.2. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE HOMOGENEIZACIÓN

En la Figura AIII.2 se representan las corrientes de entrada y salida pertenecientes a la etapa de homogeneización. En esta etapa se homogeneiza el efluente para superar problemas de variación de caudal y de pH.



Figura AII.2. Corrientes de entrada y salida en la etapa de homogeneización

Corriente 1:

$$\dot{m}_1 = 2,48 \frac{m^3}{h} \times 1\,006,21 \frac{kg}{m^3}$$

$$\dot{m}_1 = 2\,495,40 \frac{kg}{h}$$

Las corrientes 1 y 2 son iguales porque en esta etapa sólo se homogeneiza el efluente.

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2$$

$$\dot{m}_2 = 2\,495,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

AII.3. BALANCE DE MASA EN LA ETAPA DE ACONDICIONAMIENTO 1

Se determinó la cantidad de cloruro de sodio (sal común) que se necesita.

Corriente 3:

$$\dot{m}_3 = 20 \frac{\text{g NaCl}}{\text{L efluente}} \times \frac{1 \text{ kg NaCl}}{10^3 \text{ g NaCl}} \times \frac{10^3 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times 2,48 \frac{\text{m}^3 \text{ efluente}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_3 = 49,60 \frac{\text{kg NaCl}}{\text{h}}$$

En la Figura AIII.3 se describen las corrientes en la etapa de acondicionamiento

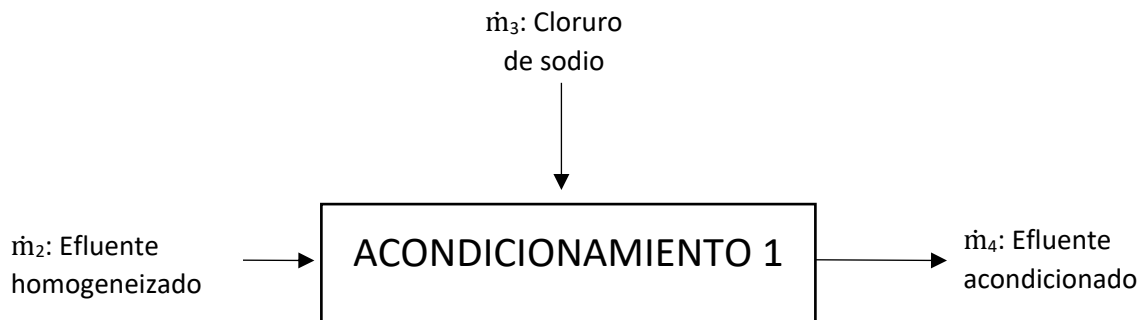


Figura AII.3. Corrientes de entrada y salida en la etapa de acondicionamiento 1

Corriente 4:

$$\dot{m}_2 + \dot{m}_3 = \dot{m}_4 \quad [\text{AII.1}]$$

$$\dot{m}_4 = 2\,495,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 49,60 \frac{\text{kg NaCl}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_4 = 2\,545,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La densidad de la corriente 5 se determina con el flujo de masa y flujo de volumen que ingresa al tanque de acondicionamiento 1

$$\delta_5 = \frac{2\,545,00 \text{ kg/h}}{2,48 \text{ m}^3/\text{h}}$$

$$\delta_5 = 1\,026,21 \text{ kg/m}^3$$

AII.4. BALANCE DE MASA EN LA SEDIMENTACIÓN PRIMARIA

En la Figura AIII.4 se muestran las corrientes de entrada y salida en la sedimentación primaria.

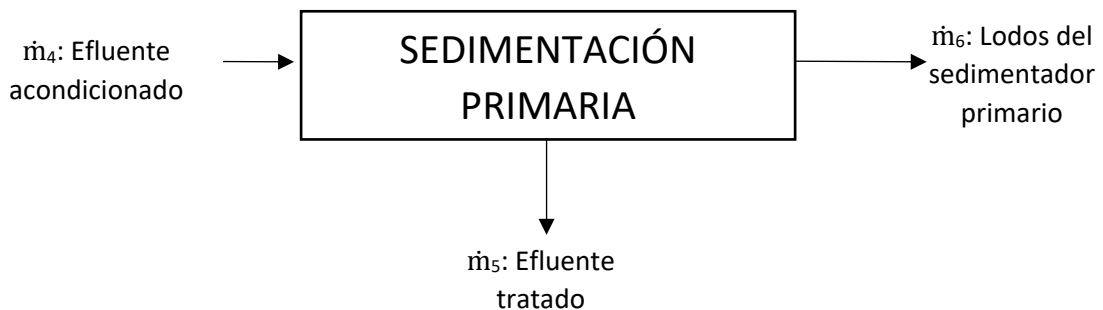


Figura AII.4. Corrientes de entrada y salida en la etapa de sedimentación primaria

La cantidad de sólidos que se sedimentarán se determinó a partir de la concentración de sólidos suspendidos inicial y final del proceso (Romero, 2002, pp. 640-645).

Balance general:

Del balance general en la etapa de homogeneización se obtiene la Ecuación AII.2

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_5 + \dot{m}_6 \quad [\text{AII.2}]$$

$$2\,545,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = \dot{m}_5 + \dot{m}_6$$

Al reemplazar valores en la Ecuación AII.2, se obtiene la Ecuación AII.3

$$\dot{m}_6 = 2\,545,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - \dot{m}_5 \quad [\text{All.3}]$$

Balance de sólidos suspendidos

En la Tabla 4.1 se encuentran tabulados los resultados de los sólidos suspendidos inicial y final del proceso de sedimentación (Morales, 2017, p-4). Con esos datos se realizó el balance de masa de los sólidos suspendidos en la sedimentación primaria y se obtuvo la Ecuación All.4

Corriente 5:

$$X_{L4} \times \dot{m}_4 = X_{L5} \times \dot{m}_5 + \dot{m}_6 \quad [\text{All.4}]$$

Donde:

X_L : Cantidad de sólidos suspendidos antes y después de la sedimentación [mg sólidos/L efluente]

$$X_{L4} = 28\,260,00 \frac{\text{mg sólidos}}{\text{L efluente}} \times \frac{1 \text{ kg sólidos}}{10^6 \text{ mg sólidos}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,026,21 \text{ kg efluente}} \times \frac{1000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}$$

$$X_{L4} = 0,0275 \frac{\text{kg sólidos}}{\text{kg efluente}}$$

$$X_5 = 112,67 \frac{\text{mg sólidos}}{\text{L efluente}} \times \frac{1 \text{ kg sólidos}}{10^6 \text{ mg sólidos}} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{1\,026,21 \text{ kg efluente}} \times \frac{1000 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}}$$

$$X_{L5} = 1,098 \times 10^{-4} \frac{\text{kg sólidos}}{\text{kg efluente}}$$

Se reemplazan los valores determinados de los sólidos suspendidos en el efluente en la Ecuación All.4 para obtener el flujo másico de la corriente 6.

$$0,0275 \times 2\,545,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 1,098 \times 10^{-4} \times \dot{m}_5 + (2\,545,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - \dot{m}_5)$$

$$69,99 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2\,545,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 0,999 \dot{m}_5$$

$$\dot{m}_5 = 2\,475,28 \frac{\text{kg agua tratada}}{\text{h}}$$

Se asume que la densidad del efluente en cada corriente es la misma, por lo tanto, el volumen de la corriente 6 es:

$$V_5 = 2\,475,28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,026,21 \text{ kg}}$$

$$V_5 = 2,41 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Con la Ecuación AIII.3 se determinó la cantidad de sólidos sedimentados.

Corriente 6:

$$\dot{m}_6 = 2\,545,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 2\,475,28 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_6 = 69,72 \frac{\text{kg lodos}}{\text{h}}$$

AII.5. BALANCE DE MASA EN EL ACONDICIONAMIENTO 2

En esta etapa del proceso se adiciona peróxido de hidrógeno que ayudará a incrementar la cantidad de radicales hidroxilos ($\bullet\text{OH}$) en la etapa de ozonificación.

En la Figura AII.5 se representan las corrientes de entrada y salida en el tanque de acondicionamiento 2

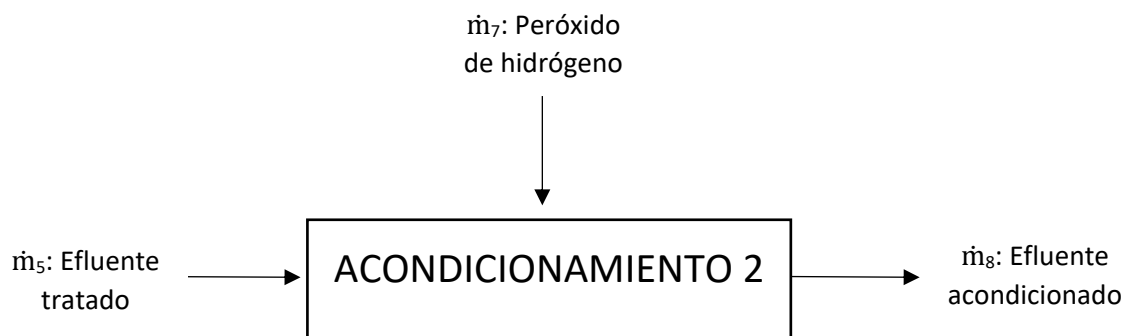


Figura AII.5 Corrientes de entrada y salida en la etapa de acondicionamiento 2.

Con base en los datos determinados a escala de laboratorio se procede a calcular la cantidad de peróxido de hidrógeno (H_2O_2) necesario para producir mayor cantidad de radicales hidroxilos ($\cdot\text{OH}$) en la etapa de ozonificación del efluente, las reacciones que se producen se presentan en las Ecuaciones 2.1 y 2.2. En la Tabla 4.1 se presentan los datos necesarios para realizar el balance de masa en el tanque de acondicionamiento 2.

Corriente 7:

$$\dot{m}_7 = 100 \frac{\text{mMol}}{\text{L efluente}} \times \frac{10^3 \text{L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} \times \frac{34 \text{ mg H}_2\text{O}_2}{1 \text{ mMol H}_2\text{O}_2} \times \frac{1 \text{ kg H}_2\text{O}_2}{10^6 \text{ mg H}_2\text{O}_2} \\ \times 2,41 \frac{\text{m}^3 \text{ efluente}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_7 = 8,19 \frac{\text{kg H}_2\text{O}_2}{\text{h}}$$

La densidad del peróxido de hidrógeno para determinar el volumen de la corriente 8 se encuentra en la Tabla 4.1

$$V_7 = 8,19 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1110,00 \text{ kg}}$$

$$V_7 = 0,007 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Balance general en la etapa de acondicionamiento 2

Corriente 8:

$$\dot{m}_5 + \dot{m}_7 = \dot{m}_8 \quad [\text{AIII.5}]$$

$$\dot{m}_8 = 2\,475,28 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 8,19 \frac{\text{kg H}_2\text{O}_2}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_8 = 2\,483,47 \frac{\text{kg efluente acondicionado}}{\text{h}}$$

AIII.6. BALANCE DE MASA EN EL ACONDICIONAMIENTO 3

El efluente debe estar a un valor de pH 9 antes de ingresar al proceso de ozonificación, por lo tanto, se adiciona ácido sulfúrico (H_2SO_4) del 95 % m/m de concentración (Morales, 2017). En la Figura AII.6 se representan las corrientes de entrada y salida para este tanque.

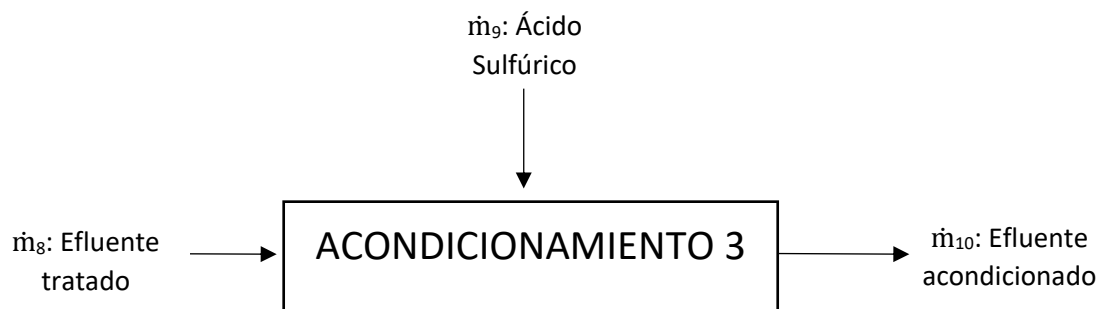


Figura AII.6 Corrientes de entrada y salida en la etapa acondicionamiento 3

En la Tabla 4.1 se presentan los datos necesarios para el balance de masa en la etapa de acondicionamiento 3.

Corriente 9:

$$V_9 = \frac{1,50 \times 10^{-7} \text{m}^3 \text{H}_2\text{SO}_4}{2,00 \times 10^{-4} \text{m}^3 \text{efluente}} \times 2,42 \frac{\text{m}^3 \text{efluente}}{\text{h}}$$

$$V_9 = 1,82 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_9 = 1,82 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 1\,840,00 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\dot{m}_9 = 3,34 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Corriente 10:

$$\dot{m}_{10} = \dot{m}_9 + \dot{m}_8 \quad [\text{AII.5}]$$

$$\dot{m}_{10} = 2\,483,47 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 3,34 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 2\,486,81 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

AII.7 BALANCE DE MASA EN LA OZONIFICACIÓN

La ozonificación se divide en tres partes para que la remoción de la DQO y de tensoactivos sea del 99,30 y 88,60 % respectivamente. En la Figura AIII.7 se describen las entradas y salidas del sistema de ozonificación.

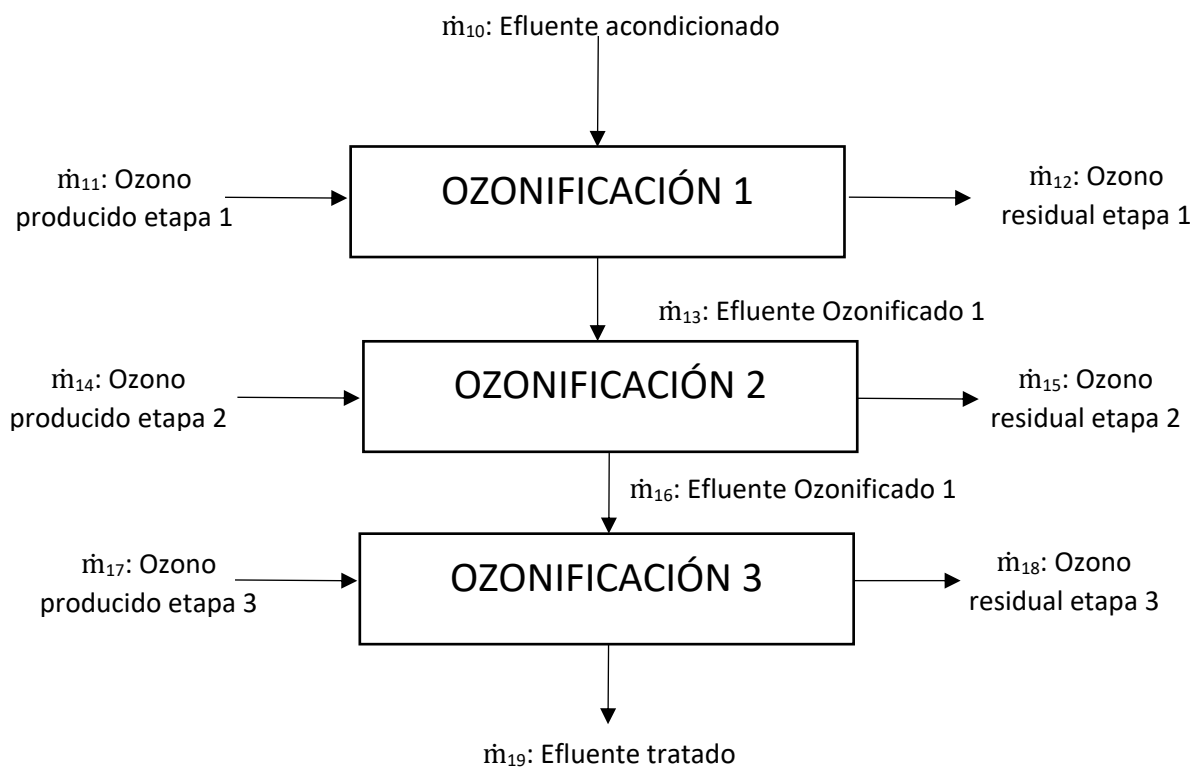


Figura AII.7 Corrientes de entrada y salida en la ozonificación

Se trabajó con un volumen de 200 mL de efluente con una dosis de 2,03 g de O₃/h (Morales, 2017).

Dosis de ozono total producido:

$$\text{Dosis producción}_{\text{O}_3} = 2,03 \frac{\text{g O}_3}{\text{h}} \times \frac{50 \text{ min}}{200 \text{ mL}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \times \frac{10^3 \text{ mL O}_3}{1 \text{ L O}_3} \times \frac{10^3 \text{ mg O}_3}{1 \text{ g O}_3}$$

$$\text{Dosis producción}_{\text{O}_3} = 8\,458,33 \frac{\text{mg O}_3}{\text{L efluente}}$$

A partir de la dosis de ozono se determinó la producción total de ozono a escala industrial.

Producción O₃total

$$= 8\,458,33 \frac{\text{mg O}_3}{\text{L efluente}} \times \frac{2\,486,81 \text{ kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,027,61 \text{ kg}} \times \frac{10^3 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ kg O}_3}{10^6 \text{ mg O}_3}$$

$$\text{Producción}_{\text{O}_3 \text{ total}} = 20,47 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}$$

Por lo tanto, la cantidad de ozono que ingresa a las corrientes 11, 14 y 17 es el valor de ozono total producido dividido para los tres reactores de dosificación:

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{14} = \dot{m}_{17} = \frac{20,47 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}}{3} = 6,82 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}$$

El flujo volumétrico de las corrientes 11, 14, y 17 se determinaron con la densidad del ozono que es 2,14 kg/m³ a una temperatura de 20 °C (Deininger et.al., 2000, p. 45). Se presenta un ejemplo de cálculo para la corriente 11

$$V_{11} = 6,82 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}} * \frac{\text{m}^3}{2,14 \text{ kg}}$$

$$V_{11} = 3,19 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Dosis de consumo de ozono en cada etapa

La dosis de consumo de ozono en cada reactor de ozonificación se determinó a partir de la dosis de ozono que se consumió a escala de laboratorio.

$$\text{Dosis de ozono consumido} = 2\,600,00 \frac{\text{mg O}_3}{\text{L efluente}}$$

A escala industrial se tiene un flujo volumétrico de efluente es de 2,42 m³/h, por lo tanto, el flujo de ozono a consumirse es:

$$\text{Consumo de ozono} = 2\,600,00 \frac{\text{mg O}_3}{\text{L efluente}} \times \frac{2,42 \text{ m}^3 \text{ efluente}}{\text{h}} * \frac{10^3 \text{ L efluente}}{1 \text{ m}^3 \text{ efluente}} * \frac{1 \text{ kg O}_3}{10^6 \text{ mg O}_3}$$

$$\text{Consumo de ozono en cada etapa} = 6,29 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}$$

Entonces la cantidad total de ozono consumido en las tres etapas es:

$$\text{Consumo de ozono total} = \text{Etapa}_1 + \text{Etapa}_2 + \text{Etapa}_3$$

$$\text{Consumo de ozono total} = 6,29 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}} + 6,29 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}} + 6,29 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}$$

$$\text{Consumo de ozono total} = 18,87 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}$$

Ozono residual total:

$$\text{Ozono residual total} = \text{Ozono producido total} - \text{Consumo de ozono total}$$

$$\text{Ozono residual} = 20,48 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}} - 18,87 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}$$

$$\text{Ozono residual total} = 1,61 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}$$

El ozono residual en cada etapa de ozonificación es el valor del ozono residual dividido para tres. Así se obtienen las corrientes 12, 15 y 18.

$$\dot{m}_{13} = \dot{m}_{16} = \dot{m}_{19} = \frac{1,61 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}}{3} = 0,54 \frac{\text{kg O}_3}{\text{h}}$$

Balance de masa en cada etapa de ozonificación

Se presenta un ejemplo de cálculo para la etapa 1 del proceso de ozonificación.

$$\dot{m}_{10} + \dot{m}_{11} = \dot{m}_{12} + \dot{m}_{13} \quad [\text{AII. 6}]$$

Corriente 13

$$\dot{m}_{13} = 2\,486,81 \frac{\text{kg}}{\text{h}} + 6,82 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 0,537 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\dot{m}_{13} = 2\,493,09 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Los resultados del balance de masa en las tres etapas de ozonificación se presentan en la Tabla AII.1.

Tabla AII.1. Flujo másico y volumétrico de las corrientes pertenecientes a las etapas de ozonificación

N° de corriente	Flujo másico [kg/h]	Flujo volumétrico[m³/h]
11	6,82	3,19
12	0,54	0,25
13	2 493,09	2,43
14	6,82	3,19
15	0,54	0,25
16	2 499,37	2,43
17	6,82	3,19
18	0,54	0,25
19	2 505,65	2,44

ANEXO III

BALANCE DE ENERGÍA EN LOS EQUIPOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

El balance de energía se realizó con las Ecuaciones de la Sección 4 y con los datos de las Tablas 4.1 y 4.2. A continuación, se presenta un ejemplo de cálculo para el tanque de almacenamiento

La temperatura de entrada del efluente al tanque de almacenamiento (T_o) es 50 °C, esta temperatura se determinó en el área de jabonería, por lo tanto se asume que la pared interna del tanque se encuentra a la misma temperatura. El balance de energía se determinó con la Ecuación 4.1.

El calor por conducción se determina con la Ecuación 4.2 y a partir de esta se obtiene la Ecuación AIII.1. El material del tanque de almacenamiento es de polipropileno (Romero, 2002, 635), por lo tanto, la constante de conductividad térmica de este material es 0,17 W/m× °C (Mills, 2010, p. 859).

$$Q_{\text{cond}} = \frac{2 \times \pi \times 0,17 \frac{\text{W}}{\text{m} \times ^\circ\text{C}} \times 4,50 \text{ m} \times (50 - T_{\text{ext}})^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{4,50 + 2 \times 0,0069}{4,50}\right)}$$

$$Q_{\text{cond}} = 1\,569,78 \times (50 - T_{\text{ext}}) \quad [\text{AIII.1}]$$

Para determinar la temperatura interna en los tanques, se utilizó el promedio entre la temperatura del efluente y del medio ambiente y luego se iteró la temperatura hasta conseguir que la temperatura no cambie. Por lo tanto, la temperatura promedio determinada fue 34 °C

La presión ambiental en la ciudad de Quito es 72,75 kPa. Aplicando todos los valores antes mencionados en la Ecuación 4.5, se obtuvo:

$$h_c = 1,42 \times \left(\frac{34,00 - 17,00}{4,50} \right)^{\frac{1}{4}} \times \left(\frac{72,95}{101,32} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$h_c = 1,68 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C}$$

Se determinó el área lateral del tanque de almacenamiento con la Ecuación 4.6.

$$A_L = \pi \times (4,50 + 2 \times 0,0069) \times 4,50$$

$$A_L = 63,80 \text{ m}^2$$

Con base en la Ecuación 4.3 y reemplazando el valor del área lateral determinado se obtiene la Ecuación AIII.2

$$Q_{\text{conv}} = 1,68 \frac{W}{m^2 \times ^\circ C} \times 63,80 \text{ m} \times (T_{\text{ext}} - 17)K$$

$$Q_{\text{conv}} = 107,18 \times (T_{\text{ext}} - 17) \quad \text{[AIII.2]}$$

El calor por radiación se determinó con base en la Ecuación 4.4

$$Q_{\text{rad}} = 0,94 \times 5,67 \frac{W}{m^2 \times K} \times 63,80 \text{ m}^2 \times (T_{\text{ext}}^4 - 17^4)K$$

$$Q_{\text{rad}} = 340,83 \text{ W} \times (T_{\text{ext}}^4 - 17^4)$$

Con la ayuda del programa Solver de Microsoft Excel se determinaron las temperaturas y la pérdida de calor de cada tanque de la planta de tratamiento, cuyos valores se presentan en la Tabla AIII.1

Tabla AIII.1 Temperaturas y pérdida de calor por convección y radiación del tanque de almacenamiento.

Parámetro	Valor	Unidades
T _{int}	50,00	°C
T _{ext}	38,90	°C
Q _{ganado por conducción}	1 789,40	W
Q _{perdido por convección + radiación}	1789,40	W

ANEXO IV

DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

Se presenta un ejemplo de cálculo para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento, de homogeneización y del sedimentador primario

AIV.1 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO TK-101

Para el dimensionamiento del tanque de almacenamiento se consideraron criterios de diseño de la Sección 3.1.1. El volumen de operación se determinó con la Ecuación 3.1 y los datos se encuentran en las Tabla 4.2.

$$V_{\text{ope}} = \frac{59\,889,62 \text{ kg}}{1\,006,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{\text{ope}} = 59,52 \text{ m}^3$$

El volumen nominal de referencia se determinó con la Ecuación 3.2

$$V_{\text{nom}} = 59,52 \text{ m}^3 \times 0,20 + 59,52 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nom}} = 71,42 \text{ m}^3$$

El volumen nominal real se calculó con la Ecuación AIV.1(Romero, 2016), y se presenta un ejemplo de cálculo. En la Tabla AIV.1 se presentan las dimensiones para este tanque.

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \frac{D^2}{4} \times H$$

[AIV.1]

$$V_{\text{nom}} = \pi \times \frac{(4,50 \text{ m})^2}{4} \times 4,50 \text{ m}$$

$$V_{\text{nom}} = 71,57 \text{ m}^3$$

Tabla AIV.1 Determinación de las dimensiones del tanque de almacenamiento

H [m]	D [m]	Volumen nominal [m ³]
1,00	1,00	0,79
2,00	2,00	6,28
3,00	3,00	21,21
4,00	4,00	50,27
4,40	4,40	66,90
4,50	4,50	71,57

El espesor del tanque de almacenamiento se determinó con la Ecuación 3.3

$$t_d = \frac{1\,006,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 4,50 \text{ (m)} \times 4,50 \text{ (m)} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{2 \times 34,5 \text{ (MPa)} \times 1 \times 1\,000 \frac{\text{Pa}}{\text{MPa}}} + 4 \text{ mm}$$

$$t_d = 6,89 \text{ mm}$$

AIV.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN TK-102

El volumen del tanque de homogeneización se determinó a partir de una gráfica de caudales a tratar, en el cual se representa las aportaciones acumuladas a lo largo del día (Romero, 2002, p. 235). A partir de este valor y considerando los criterios de diseño de la Sección 3.1.2, se determinó el dimensionamiento del tanque.

En las Tabla AIV.2 y AIV. 3 se encuentran tabulados los valores de caudal obtenidos en los dos muestreos del efluente realizados por el proyecto interno EPN-PII-DCN-003-2016, en los cuales se tomaron tres mediciones por un ciclo de 8 horas de operación de la industria. Además, se encuentran los valores determinados del volumen acumulativo de cada muestreo.

Tabla AIV.2 Valores de volumen acumulativo vs tiempo del primer muestreo para un ciclo de 8 horas

MUESTREO 1			
Tiempo (h)	Caudal (m³/día)	Caudal (m³/s)	Flujo acumulativo (m³)
0	75,55	0,0009	3,15
1	25,61	0,0003	4,21
2	16,95	0,0002	4,92
3	36,61	0,0004	6,45
4	132,02	0,0015	11,95
5	110,94	0,0013	16,57
6	72,59	0,0008	19,59
7	53,83	0,0006	21,84
8	22,89	0,0003	22,79

Tabla AIV.3 Valores de volumen acumulativo vs tiempo del segundo muestreo para un ciclo de 8 horas

MUESTREO 2			
Tiempo (h)	Caudal (m³/día)	Caudal (m³/s)	Flujo acumulativo (m³)
0	133,61	0,0015	5,57
1	47,11	0,0005	7,53
2	52,11	0,0006	9,70
3	46,22	0,0005	11,63
4	11,91	0,0001	12,12
5	23,27	0,0003	13,09
6	80,94	0,0009	16,47
7	47,20	0,0005	18,43
8	6,50	0,0001	18,70

Con los datos de las Tablas AIV.2 y AIV.3 se realizan las gráficas de las Figuras AIV.1 y AIV. 2, éstas representan el volumen del efluente acumulado vs tiempo para el muestreo 1 y 2, para un ciclo de 8 horas de producción.

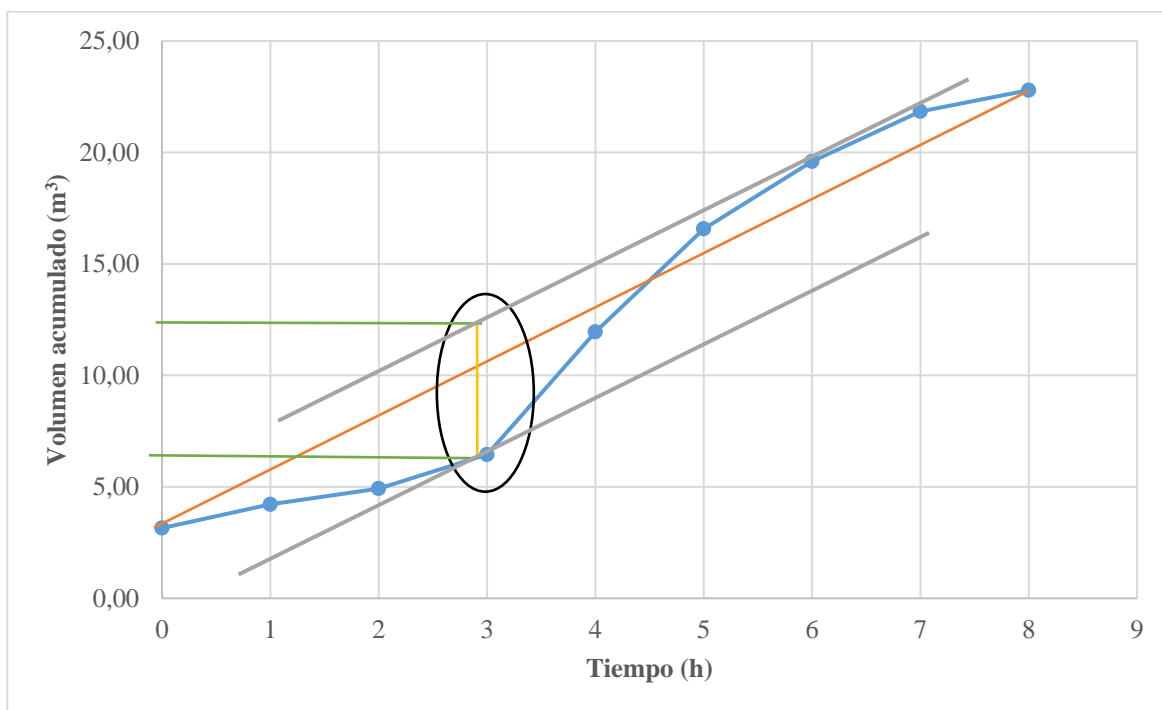


Figura AIV.1 Volumen del efluente acumulado vs. tiempo para el día uno

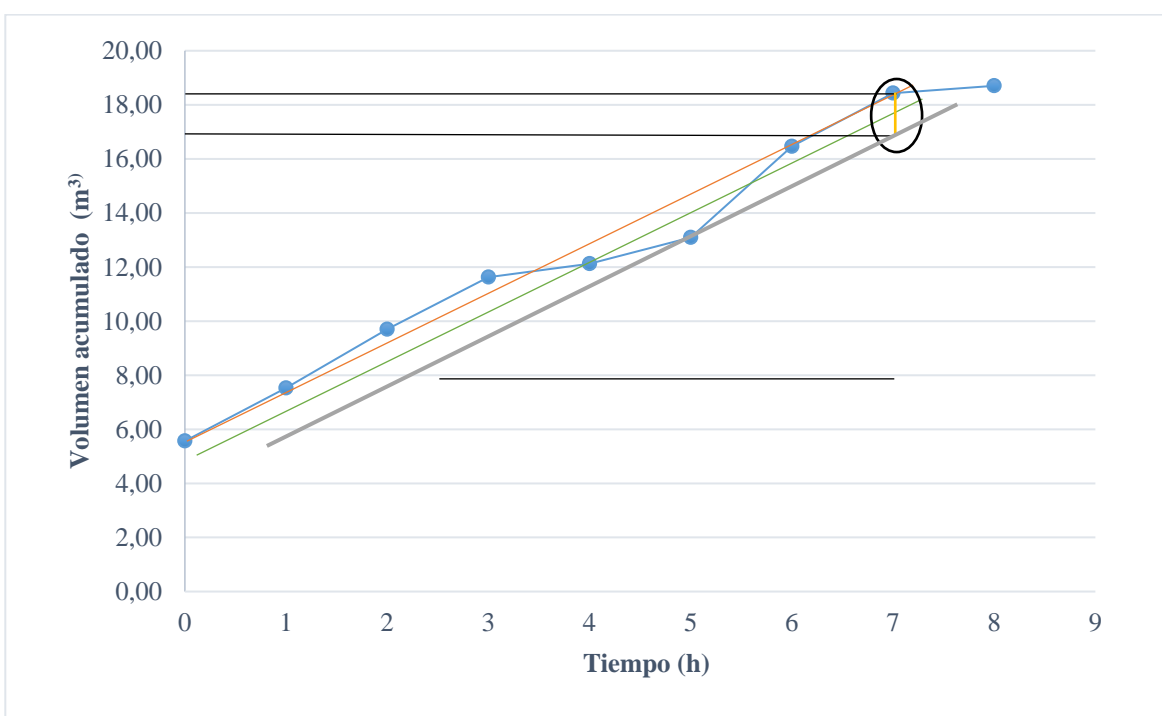


Figura AIV.2 Volumen del efluente acumulado vs. tiempo para el día dos

En las Figuras AIV.1 y AIV.2 se determinó que los volúmenes de operación del tanque de homogeneización para los muestreos 1 y 2 son $5,71 \text{ m}^3$ y $3,06 \text{ m}^3$

respectivamente. El volumen total de operación del tanque de homogeneización es el valor más alto, así se evita desbordamiento en este tanque.

$$V_{\text{operación}} = 5,7 \text{ m}^3$$

Volumen nominal de referencia se determinó con la Ecuación 3.2

$$V_{\text{nominal}} = 5,71 \text{ m}^3 \times 0,20 + 5,71 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nominal}} = 6,85 \text{ m}^3$$

El tanque de homogeneización tiene una pendiente en el fondo, por lo tanto, se calculó el volumen de la zona cilíndrica y el volumen de la zona cónica.

La zona cilíndrica se determinó mediante la Ecuación AIV.1, se presenta un ejemplo de cálculo y las dimensiones del tanque se encuentran en la Tabla AIV.4

$$V_{\text{tanque}} = \pi \times \frac{(2,00 \text{ m})^2}{4} \times 2,00 \text{ m}$$

$$V_{\text{tanque}} = 6,28 \text{ m}^3$$

Tabla AIV.4 Determinación de las dimensiones del tanque de homogeneización

H [m]	D [m]	Volumen nominal [m ³]
0,50	0,50	0,10
1,00	1,00	0,79
1,50	1,50	2,65
1,80	1,80	4,58
1,90	1,90	5,39
2,00	2,00	6,28

La altura de la pendiente de la parte cónica del tanque de homogeneización se determinó con la Ecuación AIV.2

$$H_{\text{Pendiente}} = \frac{D}{12} \quad [\text{AIV.2}]$$

$$H_{\text{Pendiente}} = \frac{2,00 \text{ m}}{12}$$

$$H_{\text{Pendiente}} = 0,08 \text{ m}$$

El volumen de la parte cónica se calculó con la Ecuación AIV.3

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

Donde:

V_{cono} : Volumen de la parte cónica del tanque [m^3]

$H_{\text{Pendiente}}$: Altura de la pendiente [m]

D: Diámetro del tanque [m]

$$V_{\text{cono}} = \frac{\pi \times \frac{(2,00 \text{ m})^2}{4} \times 0,08 \text{ m}}{3}$$

$$V_{\text{cono}} = 0,08 \text{ m}^3$$

El volumen nominal del tanque de homogenización se determinó con la suma de los volúmenes de la parte cilíndrica y cónica (Ecuación AIV. 4).

$$V_{\text{nominal}} = V_{\text{cono}} + V_{\text{cilindro}} \quad [\text{AIV.4}]$$

$$V_{\text{nominal}} = 6,28 \text{ m}^3 + 0,08 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{nominal}} = 6,36 \text{ m}^3$$

La altura total del tanque se determinó con la Ecuación AIV.5

$$H_T = H + H_{\text{pendiente}}$$

[AIV.5]

$$H_T = 2,00 \text{ m} + 0,08 \text{ m}$$

$$H_T = 2,10 \text{ m}$$

Las dimensiones del tanque de homogeneización se presentan en la Tabla AIV.5

Tabla AIV.5 Dimensiones del tanque de homogeneización

H [m]	D [m]	Volumen nominal [m ³]
2,10	2,00	6,36

El tiempo de residencia se determina mediante la Ecuación 3.8

$$t_r = \frac{6,28 \text{ m}^3}{2,48 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}$$

$$t_r = 2,53 \text{ h}$$

Según Romero, (2002), el material de los tanques de homogeneización se utiliza con mayor frecuencia de polipropileno, debido a su bajo costo, (p. 316). La tensión máxima permisible de este material es de 34,5 Mpa (Blanco ,2012, p. 35).

Con la Ecuación 3.3 de la Sección 3 sobre criterios de diseño, el espesor del tanque de homogeneización es:

$$t_d = \frac{1\,006,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,10 \text{ (m)} \times 2,00 \text{ (m)} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{2 \times 34,5 \text{ (MPa)} \times 1 \times 1\,000} + 4 \text{ mm}$$

$$t_d = 4,60 \text{ mm}$$

ANEXO V

DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS

AV.1 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS, BOMBAS, VÁLVULAS Y SISTEMAS DE AGITACIÓN

AV.1.1 TUBERÍAS

Las velocidades de succión y descarga en cada tramo se determinaron con base en la Ecuación 3.18 y se tomó como referencia las velocidades máximas permisibles de la Tabla 3.1 y los criterios de diseño de la Sección 3.

Se presenta un ejemplo de cálculo de la velocidad de un tramo de tubería de la planta de tratamiento. Los resultados se presentan en la Tabla 4.11

Tramo: TK-101 hasta TK-102. Para determinar la velocidad de succión se considera un diámetro nominal de 1 1/4", cédula 80 que corresponde a un diámetro interno 32,46 mm (ANSI SA S5.4, 1983, p.460). La velocidad de succión es:

$$V_s = \frac{2\,495,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,006,21 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{\pi \times \frac{(0,032)^2}{4}}$$

$$V_s = 0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Para la velocidad de descarga de este tramo se consideró un diámetro nominal de 3/4", cédula 80 con un diámetro interno de 18,84 mm (ANSI SA S5.4, 1983, p.460).

$$V_d = \frac{2\,495,40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,006,21 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{\pi \times \frac{(0,019)^2}{4}}$$

$$V_d = 2,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Las velocidades de succión y descarga de este tramo están dentro de los rangos máximos permisibles que se encuentran en la Tabla 3.1, para una bomba centrífuga.

La longitud de las tuberías se determinó con base en la Tabla 4.12. Con la Ecuación AV.1 se determina la longitud total.

$$L = d_1 + H_{\text{equipo}} + H_{\text{sobre el suelo}} \quad [\text{AV.1}]$$

Donde:

d_1 : Distancia entre equipos [m]

H_{equipo} : Altura de cada equipo [m]

$H_{\text{sobre el suelo}}$: Altura del equipo respecto al suelo [m]

$$L = 1,50 + 4,50 + 0,20$$

$$L = 6,20 \text{ m}$$

AV.1.2 BOMBAS

El dimensionamiento de las bombas se realizó a partir de los criterios de diseño de la Sección 3. Se determinaron las velocidades de succión y descarga con base en la bomba que se utilizó. Se presenta un ejemplo de cálculo para tramo: Tanque de almacenamiento (TK-101)-Tanque de homogeneización (TK-102), Bomba P-1101A/B.

Se determinó para la succión y la descarga de la bomba, el número de Reynolds y la rugosidad relativa con base en las Ecuaciones 3.20 y 3.21 respectivamente. Los datos necesarios para determinar el número de Reynolds se encuentran en las Tablas 4.9 y 4.10

$$R_{e \text{ succión}} = \frac{0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,006,56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,032 \text{ m}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$R_{e \text{ succión}} = 23\,983,51$$

El efluente será transportado por una tubería de PVC, para este material se tiene un valor de rugosidad absoluta de $\varepsilon = 0,0015 \text{ mm}$ (Mott, 2006, pp. 345). Con la Ecuación 3.21 se determinó la rugosidad relativa

$$R_{\text{relat succión}} = \frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{32,46 \text{ mm}}$$

$$R_{\text{relat succión}} = \frac{\varepsilon}{D} = 4,62 \times 10^{-5}$$

El factor de fricción se determinó a partir del valor de Reynolds y la relación ε/D en el diagrama de Moody que se encuentra en la Sección 3 sobre criterios de diseño, Figura 3.1.

$$f_{\text{succión}} = 0,027$$

$$R_{e \text{ descarga}} = \frac{2,43 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,006,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,019 \text{ m}}{0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}}$$

$$R_{e \text{ descarga}} = 40\,393,28$$

$$R_{\text{relat descarga}} = \frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{18,84 \text{ mm}}$$

$$R_{\text{relat descarga}} = \frac{\varepsilon}{D} = 8,00 \times 10^{-5}$$

El factor de fricción de descarga es:

$$f = 0,022$$

La pérdida de fricción en las tuberías se determinó con la Ecuación 3.17, para la succión y descarga.

$$h_{f_{\text{succión}}} = 0,027 \times \frac{3,00 \text{ m}}{32,46 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{(0,86 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f_{\text{succión}}} = 0,09 \text{ m}$$

$$h_{f_{\text{descarga}}} = 0,022 \times \frac{3,70 \text{ m}}{18,84 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{(2,43 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f_{\text{descarga}}} = 1,30 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total en las tuberías se determinó con la Ecuación AV.2

$$h_{fT} = h_{f_{\text{succión}}} + h_{f_{\text{descarga}}} \quad [\text{AV.2}]$$

$$h_{fT} = 1,39 \text{ m}$$

La pérdida por fricción causado por los accesorios se determinó con la Ecuación 3.22, para la succión y descarga.

En la Tabla AV.1 se encuentran los accesorios y la cantidad que existe en el tramo de succión.

Tabla AV.1 Accesorios presentes en el tramo de succión de la bomba P-1101A/B

Accesorio	Número
Válvula de bola completamente abierta	1
Tee estándar	2
Codo estándar	1
Pérdida a la entrada de la tubería	1

Los valores de los coeficientes de pérdida por fricción (k), característico de cada accesorio se encuentran en la Tabla 3.3.

$$h_{f \text{ acs succión}} = (0,5 + 3 \times 10,00 + 6 \times 1,80 + 4 \times 0,90) \times \left(\frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,80 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{acs succión}} = 1,68 \text{ m}$$

En la Tabla AV.2 se encuentran los accesorios y la cantidad de la misma que existe en el tramo de descarga. Los valores del coeficiente de resistencia (K) se encuentran en la Tabla 3.2.

Tabla AV.2 Accesorios presentes en el tramo de descarga de la bomba P-1101A/B

Accesorio	Número
Válvula de bola completamente abierta	1
Válvula check completamente abierta	1
Tee estándar	2
Codo estándar	2
Pérdida a la salida de la tubería	1

$$h_{f \text{ acs descarga}} = (1,00 + 10,00 + 2 \times 1,80 + 2 \times 0,90 + 2,50) \times \left(\frac{\left(2,43 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,80 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right)$$

$$h_{\text{acs descarga}} = 5,69 \text{ m}$$

La pérdida de fricción total de los accesorios se determinó con Ecuación AV.3:

$$h_{f \text{ acs T}} = h_{f \text{ acs succión}} + h_{f \text{ acs descarga}} \quad [\text{AV.3}]$$

$$h_{fT} = 7,37 \text{ m}$$

Se calculó la altura total del bombeo con la Ecuación 3.21. Los datos de la altura de los equipos se encuentran en la Tabla 4.11.

$$H_B = 2,00 \text{ m} - 4,50 \text{ m} + 7,37 \text{ m} + 1,39 \text{ m}$$

$$H_B = 6,26 \text{ m}$$

Las presiones de succión y descarga se determinan a partir de las Ecuaciones AV.4 y AV.5

$$P_s = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs} \quad [AV.4]$$

Donde:

ΔH_{ss} : Cabezal estático en la succión [psi]

ΔH_{fs} : Pérdidas en la succión [psi]

Mediante la Ecuación AV.5 se determina el valor del cabezal estático en la succión

$$\Delta H_{ss} = \delta \times H_T \quad [AV.5]$$

Donde:

H_T : Altura en la línea de succión [m]

La altura del tanque en la línea de succión para el sistema tanque de almacenamiento–tanque de homogeneización es la altura del tanque de almacenamiento 4,50 m.

$$\Delta H_{ss} = 1\,006,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{\text{kg}} \times \frac{(0,0254 \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3} \times 4,50 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pulg}}{0,0254 \text{ m}}$$

$$\Delta H_{ss} = 6,43 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción en la succión son:

$$\Delta H_{fs} = h_{f_{\text{succión}}} + h_{f_{\text{acs succión}}}$$

$$\Delta H_{fs} = (0,09 \text{ m} + 1,68 \text{ m}) \times \frac{1 \text{ pulg}}{0,0254 \text{ m}} \times 1\,006,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(0,0254 \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

Se reemplazan los valores en la Ecuación AV.4 y se obtiene que la presión de succión es:

$$P_s = (6,43 - 2,53) \text{ psi}$$

La presión de descarga se determina mediante la Ecuación AV.6

$$P_d = \Delta H_{sd} + \Delta H_{fd} \quad [\text{AV.6}]$$

Donde:

ΔH_{sd} : Cabezal estático en la succión [psi]

ΔH_{fd} : Pérdidas en la succión [psi]

El cabezal estático en la descarga no existe porque el efluente entra por la parte superior del equipo, es decir, se toma como punto de referencia la entrada al tanque correspondiente.

Las pérdidas por fricción en la descarga

$$\Delta H_{fs} = h_{f_{descarga}} + h_{f_{acs\ descarga}}$$

$$\Delta H_{fs} = (1,30 \text{ m} + 5,69 \text{ m}) \times \frac{1 \text{ pulg}}{0,0254 \text{ m}} \times 1\,006,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(0,0254 \text{ m})^3}{1 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 9,98 \text{ psi}$$

Se reemplazan los valores en la Ecuación AV.4

$$P_d = (0 + 9,98) \text{ psi}$$

$$P_d = 9,98 \text{ psi}$$

Una vez calculadas las presiones de succión y descarga se puede determinar la altura total dinámica (TDH) con la Ecuación AV.7. Los valores de las presiones de succión y descarga se encuentran en la Tabla 4.8

$$\text{TDH} = P_d - P_s \text{ psi} \quad [\text{AV.7}]$$

$$\text{TDH} = (9,98 - 3,89) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 6,10 \text{ psi}$$

Determinación del NPSH:

La altura neta positiva de succión, es decir, NPSH se determina con la Ecuación AV.8 (Grundfos, 2017).

$$\text{NPSH} = \frac{V_{\text{ent}}}{2 \times g} \quad [\text{AV.8}]$$

Donde:

V_{ent} : Velocidad de entrada a la bomba [m/s]

NPSH: Cabeza neta de succión positiva [m]

Se consideró un margen de seguridad para el NPSH de 1,50 m para una bomba instalada en posición horizontal y de 2,50 m para una bomba instalada en posición vertical (Grundfos, 2017, p.15)

Se realiza un ejemplo de cálculo para la bomba centrífuga P-1101A/B perteneciente al tramo Tanque de almacenamiento- Tanque de homogeneización.

$$\text{NPSH} = \left(\frac{\left(0,86 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,80 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) + 1,50 \text{ m}$$

$$\text{NPSH} = 1,54 \text{ m}$$

En la Tabla 4.9 se encuentran los resultados del NPSH para cada una de las bombas empleadas en la planta de tratamiento.

Potencia de las bombas:

La potencia de la bomba se calculó con base en los criterios de diseño de la Sección 3. La potencia teórica se determinó con la Ecuación 3.22. Se representa un ejemplo de cálculo para la bomba P-101A/B

$$\text{Potencia}_{\text{bomba teórica}} = 2,48 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} \times 1\,006,21 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 6,26 \text{ m}$$

$$\text{Potencia}_{\text{bomba teórica}} = 42,52 \text{ W}$$

Después de haber calculado la potencia teórica de la bomba, se puede determinar la potencia real. Según especificaciones de la bomba seleccionada en catálogos, la eficiencia es del 45 % (Pioneer pumps, 2015), y el factor de seguridad para una bomba es del 10 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p.37), por lo tanto, la potencia real de la bomba se determinó con Ecuación 3.23

$$\text{Potencia}_{\text{bomba real}} = \frac{42,52 \text{ W}}{0,45} \times 1,10 \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$\text{Potencia}_{\text{bomba real}} = 0,14 \text{ HP}$$

En la Tabla AV.3 se encuentran tabulados los valores de las potencias teóricas y reales para cada una de las bombas que se emplearon en la planta de tratamiento del efluente.

Tabla AV.3 Valores de las potencias teóricas y reales de las bombas

Nº	Bomba	Potencia teórica calculada (W)	Potencia real calculada (HP)	Potencia nominal (HP)
1	P-101 A/B	42,52	0,14	1/4
2	P-102 A/B	65,83	0,32	1/2
3	P-103 A/B	45,04	0,22	1/4

Tabla AV.3 Valores de las potencias teóricas y reales de las bombas (continuación...)

N°	Bomba	Potencia teórica calculada (W)	Potencia real calculada (HP)	Potencia nominal (HP)
4	P-104 A/B	44,41	0,22	1/4
5	P-105 A/B	61,67	0,30	1/2
6	P-106 A/B	61,54	0,30	1/2
7	P-107 A/B	61,54	0,30	1/2
8	P-108 A/B	45,52	0,22	1/4
9	P-109 A/B	45,52	0,22	1/4

AV.1.3 VÁLVULAS

El coeficiente de descarga de las diferentes válvulas que se emplearon en la planta de tratamiento se determinó con la Ecuación 3.24.

Los valores de la constante característica (k) de cada válvula se encuentran en la Tabla 3.3.

Válvula check abierta 100 %

$$C_v = 1,169 \times 2,50$$

$$C_v = 2,92 \left(\frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}} \right)$$

Válvula de bola abierta 100 %:

$$C_v = 1,169 \times 10,00$$

$$C_v = 11,69 \left(\frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}} \right)$$

Válvula de compuerta abierta 100 %

$$C_v = 1,169 \times 0,19$$

$$C_v = 0,22 \left(\frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}} \right)$$

Se debe considerar un factor de seguridad del 20 % para evitar problemas a futuro (Guerra, 2007, p. 187), entonces el valor de la capacidad de la válvula de retención es:

$$C_v = 0,22 \left(\frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}} \right) \times 1,20$$

$$C_v = 0,26 \left(\frac{\text{gpm}}{\text{psi}^{\frac{1}{2}}} \right)$$

AV.1.4 SISTEMAS DE AGITACIÓN

Los sistemas de agitación para los tanques de acondicionamiento, homogeneización y el tanque de agitación se seleccionaron con base en las Ecuaciones 3.25 a 3.33, establecidas en la Sección 3 sobre criterios de diseño.

Ejemplo de cálculo

Mediante las Ecuaciones ya mencionadas en la Sección 3 sobre criterios de diseño se determinan las dimensiones del agitador mecánico para cada uno de los tanques que necesitan agitación. En este caso se realizan los cálculos para el agitador del tanque de homogeneización.

Para determinar el diámetro del agitador se emplea la Ecuación 3.25. El diámetro del tanque de homogeneización es 2,00 (m), por lo tanto, el valor del diámetro es:

$$D_A = \frac{1}{3} \times 2,00(\text{m})$$

$$D_A = 0,67 (\text{m})$$

La distancia desde el fondo del tanque hasta el centro del agitador se determina con la Ecuación 3.26

$$E = \frac{1}{3} \times 2,00$$

$$E = 0,67 (\text{m})$$

El ancho de la paleta del agitador se determina con la Ecuación 3.27

$$W = \frac{1}{5} \times 0,67$$

$$W = 0,13 (\text{m})$$

El largo de la paleta del agitador se calcula con la Ecuación 3.28

$$L = \frac{1}{4} \times 2,00$$

$$L = 0,50 (\text{m})$$

Mediante la Ecuación 3.29 se determinó la longitud de las paletas

$$\frac{r}{2} = \frac{1}{8} \times 0,67 (\text{m})$$

$$r = 0,17 (\text{m})$$

El nivel del agua se determina con la Ecuación 3.30

$$H = 2,00 (\text{m})$$

El ancho de los deflectores se calcula con base a la Ecuación 3.31

$$A_1 = \frac{1}{10} \times 2,00 \text{ (m)}$$

$$A_1 = 0,2 \text{ (m)}$$

El diámetro del disco central se determina con la Ecuación 3.32

$$S = \frac{1}{4} \times 2,00$$

$$S = 0,50 \text{ (m)}$$

Después de haber determinado todas las dimensiones del agitador se debe calcular la potencia de este, mediante la Ecuación 3.33. El valor del gradiente de velocidad (G) se encuentra en la Tabla 3.4

$$P = (250,00 \text{ s}^{-1})^2 \times 5,47 \text{ m}^3 \times 0,00115 \frac{\text{N} \times \text{s}}{\text{m}^2}$$

$$P = 393,16 \text{ W} \times \frac{1 \text{ HP}}{745,7 \text{ W}}$$

$$P = 0,53 \text{ HP}$$

Las dimensiones y la potencia del agitador mecánico se determinan para cada uno de los tanques que necesitan agitación. En la Tabla AV.4 se presentan estos datos.

Tabla AV.4 Dimensiones y potencias de los sistemas de agitación de cada uno de los equipos que necesitan agitación

Parámetro	Tanque de homogeneización	Tanque de acondicionamiento 1	Tanque de acondicionamiento 2	Tanque de acondicionamiento 3
Da(m)	0,70	0,37	0,37	0,37
E(m)	0,70	0,37	0,37	0,37
W(m)	0,10	0,07	0,07	0,07
L(m)	0,50	0,28	0,28	0,28
r(m)	0,20	0,10	0,10	0,10
H(m)	2,00	1,10	1,10	1,10

Tabla AV.4 Dimensiones y potencias de los sistemas de agitación de cada uno de los equipos que necesitan agitación (continuación...)

Parámetro	Tanque de homogeneización	Tanque de acondicionamiento 1	Tanque de acondicionamiento 2	Tanque de acondicionamiento 3
A1(m)	0,20	0,11	0,11	0,11
S(m)	0,50	0,28	0,28	0,28
P(HP)	0,50	0,13	0,13	0,13

En la Figura AV.1 se muestran las dimensiones del tanque de homogeneización y su agitador (Metcalf y Eddy, 2003, p. 247).

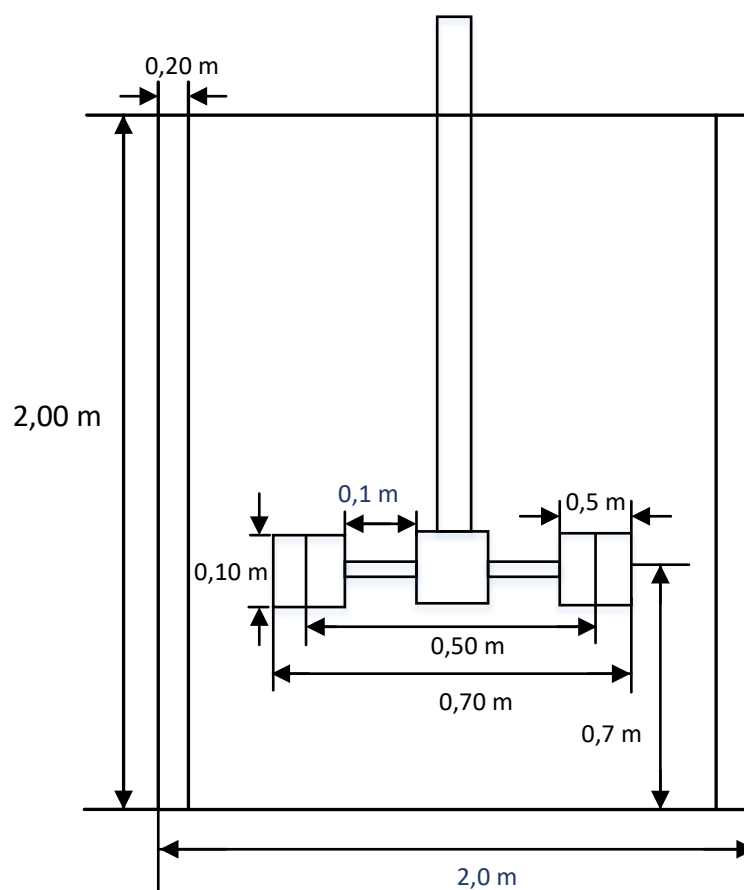


Figura AV.1 Esquemática de un agitador mecánico

ANEXO VI

ANÁLISIS COSTO-BENEFICIO

AVI.1 COSTOS DIRECTOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

Los costos directos permiten determinar cuál será la inversión inicial, esto se calcula con el costo total de instalación de los equipos necesarios para el tratamiento del efluente del área de jabonería

En la Tabla AVI.1 se presentan los costos de todos los equipos principales, secundarios y accesorios de la planta.

Tabla AVI.1 Costo de los equipos necesarios para el tratamiento del efluente del área de jabonería

Generador de ozono	1	167 940,00
Filtro de aire	1	260,36
Secador refrigerante	1	1 155,90
Reactor térmico/catalítico	1	52 969,56
Desecador	1	251,16
Tanque de almacenamiento	1	1 250,00
Tanque de homogeneización	1	1 120,00
Tanque acondicionamiento 1	1	336,30
Tanque acondicionamiento 2	1	204,06
Tanque acondicionamiento 3	1	336,30
Tanque de almacenamiento de peróxido de hidrógeno 30 % m/m	1	156,95
Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico 95 % m/m	1	305,89
Reactor de ozono	3	105 000,00
Intercambiador de calor	1	3 402,56
Bomba centrífuga de 1/4 HP	4	675,80
Bomba centrífuga de 1/2 HP	4	100,26
Sedimentador	1	1 345,00
Bomba de desplazamiento positivo 1/2 HP	1	220,90
Bomba dosificadora	2	85,90

Tabla AVI.1 Costo de los equipos necesarios para el tratamiento del efluente del área de jabonería (continuación...)

Equipos de toda la planta	Cantidad	Costo [USD]
Difusor de ozono	9	90,00
Soplador de aire	1	460,98
Enfriador de aire	1	1 780,00
Compresor	1	2 105,80
Difusor de ozono	9	90,00
Válvula de bola 3/4"	12	420,00
Válvula de bola 1 1/4"	42	284,00
Válvula check de 1 1/4"	16	344,00
Válvula check de 3/4"	16	542,00
Válvula de compuerta 1 1/4"	9	229,00
Tee estándar	42	630,00
Tubería de PVC 3/4"	25	126,90
Tuberías de PVC 1 1/4"	20	131,04
Tubería de acero inoxidable para el ozono	20	753,48
	TOTAL	345 014,10

Para determinar el costo total de instalación de los equipos se utilizaron factores que se encuentran representados en la Tabla AVI.2

Tabla AVI.2. Factores de instalación de los equipos

Equipos	Factor
Tanque de almacenamiento	1,0
Reactores	1,6
Reactores térmicos	1,2
Ventiladores	1,3
Compresores	1,3
Generador de gases	1,5
Bombas centrífugas	2,0
Bombas dosificadoras	2,0
Bombas de desplazamiento positivo	2,0
Filtros	1,4
Intercambiador de calor	1,9
Desecadores	1,90

Por lo tanto, al multiplicar cada equipo por su factor se obtiene el costo total de instalación, cuyos resultados se encuentran en la Tabla AVI.3

Tabla AVI.3. Costo total de instalación de los equipos de la planta de tratamiento del efluente proveniente del área de jabonería

Equipo	Cantidad	Costo unitario [USD]	Costo equipos [USD]	Factor de instalación	Costo de instalación [USD]
TK-101	1	1 250,00	1 250,00	1,0	1 250,00
TK-102	1	1 120,00	1 120,00	1,0	1 120,00
TK-103	1	336,30	336,30	1,0	336,30
S-101	1	1 345,00	1 345,00	1,7	2 286,50
TK-104	1	204,06	204,06	1,0	204,06
TK-105	1	336,30	336,30	1,0	336,30
R-101	1	35 000	35 000	1,6	56 000,00
R-102	1	35 000	35 000	1,6	56 000,00
R-103	1	35 000	35 000	1,6	56 000,00
R-104	1	52 969,56	52 969,56	1,2	63 563,47
P-101A/B	2	675,80	1 351,6	2,0	2 703,2
P-102A/B	2	100,26	200,52	2,0	401,04
P-103A/B	2	675,80	1 351,6	2,0	2 703,2
P-104A/B	2	100,26	200,52	2,0	401,04
P-105A/B	2	100,26	200,52	2,0	401,04
P-106A/B	2	100,26	200,52	2,0	401,04
P-107A/B	2	675,80	1 351,6	2,0	2 703,2
P-108A/B	2	675,80	1 351,6	2,0	2 703,2
P-109A/B	2	675,80	1 351,6	2,0	2 703,2
BD-101	1	220,90	220,90	2,0	441,8
BD-102	1	220,90	220,90	2,0	441,8
PP-101	1	85,90	85,90	2,0	171,8
V-101	1	460,98	460,98	1,3	599,27
K-101	1	2 105,80	2 105,80	1,3	2 737,54
F-101	1	260,36	260,36	1,4	364,50
K-102	1	460,98	460,98	1,3	599,27

Tabla AVI.3. Costo total de instalación de los equipos de la planta de tratamiento del efluente proveniente del área de jabonería (continuación...)

Equipo	Cantidad	Costo unitario [USD]	Costo equipos [USD]	Factor de instalación	Costo de instalación [USD]
E-101	1	3 402,56	3 402,56	1,9	6 464,86
E-102	1	1 155,90	1 155,90	1,9	2 196,21
D-101	1	251,16	251,16	1,9	477,20
G-101	1	167 940,00	167 940,00	1,5	251 910,00
TOTAL					518 621,06

El costo total de las tuberías se determinó a partir del peso por metro del material, en la Tabla AVI.4 se representan estos costos.

La planta de tratamiento del efluente se construirá en el espacio disponible propuesto por la empresa, debido a esto no se consideró el costo del terreno.

En la Tabla AVI.4 se presentan los costos de construcción que corresponden al levantamiento de la obra civil necesaria para el funcionamiento de la planta, el costo es de 690,00 USD/m² que consiste en la obra terminada con cimientos, estructura, instalaciones eléctricas (Servicio Nacional de Contratación Pública, 2018).

Tabla AVI.4. Costo de construcción de las áreas de la planta de tratamiento del efluente del área de jabonería.

Descripción	Área [m ²]	Costo total [USD]
Bodega para el almacenamiento de los reactivos	20	13 800,00
Área de generación de ozono	30	20 700,00
TOTAL		34 500,00

La materia prima es el efluente, mismo que se genera al lavar los reactores después de la producción de jabón de platos. Por tal motivo no existe ningún problema con la disponibilidad de esta materia y no tiene costo, se cuenta con 59,52 m³/día.

Sin embargo, para tratar a este efluente se necesitan insumos adicionales como el cloruro de sodio, peróxido de hidrógeno y ácido sulfúrico. El precio de estos insumos para el primer año de operación, considerando una capacidad de tratamiento de 59,52 m³/día de agua industrial se presentan en la Tabla AVI.5

Tabla AVI.5. Costo de insumos

Reactivos	Cantidad diaria [kg]	Precio comercial	Costo anual (USD)	Referencia
Cloruro de sodio (98 %)	2 952,19	0,10 USD/kg	107 755,30	(1)
Ácido sulfúrico (95 %)	80,16	46,20 USD/100 mL	7 284,82	(2)
Peróxido de hidrógeno (30 %)	195,56	42,25 USD/100 mL	27 019,03	(2)
TOTAL			142 059,15	--

(1) (Sal del Pacífico, 2017)

(2) (SIGMA-ALDRICH, 2017)

Según la Agencia de Regulación y Control de la Electricidad (ARCONEL, 2017), la tarifa de energía eléctrica industrial promedio es de 0,09 USD por kW-h, por lo tanto, el costo de la energía consumida por mes de operación de la planta se determina con la Ecuación AVI.1

$$C_i = C_d \times \text{Precio del kWh} \quad [\text{AVI.1}]$$

Donde:

C_i: Costo de energía eléctrica de un equipo [USD]

C_d: Consumo diario de un equipo [kW-h]

Se presenta un ejemplo de cálculo para el costo de energía del generador de ozono.

$$C_i = 280 \text{ kW-h} \times 0,09 \frac{\text{USD}}{\text{kW-h}}$$

$$C_i = 25,20 \text{ USD}$$

En la Tabla AVI.6 se presentan los costos de energía por cada mes de operación, de todos los equipos.

Tabla AVI.6. Costo de la energía eléctrica de cada uno de los equipos, y el valor total para un mes de operación

Equipo	Consumo energía (kW-h)	Costo diario (USD)
Generador de ozono	280	25,20
Filtro de aire	13,60	1,22
Enfriador de aire	28,50	2,57
Soplador de aire	44,00	3,96
Bombas centrífugas	42,42	3,82
COSTO TOTAL DIARIO		36,77
COSTO TOTAL ANUAL		13 421,05

El consumo de agua para la producción de ozono es 0,11 m³/h y según la Empresa Metropolitana de Movilidad y Obras Públicas, (2018), valor promedio de m³ de agua para el sector industrial es de 0,72 USD, por lo tanto, el costo mensual es:

$$\text{Costo mensual consumo de agua} = 0,11 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} \times \frac{30 \text{ días}}{1 \text{ mes}} \times \frac{0,72 \text{ USD}}{1 \text{ m}^3}$$

$$\text{Costo mensual consumo de agua} = 57,02 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}$$

$$\text{Costo anual consumo de agua} = 684,24 \text{ USD/año}$$

Según el Ministerio de Trabajo, (2018), el salario básico unificado para un trabajador es de 386,00 USD. Los trabajadores de una empresa tienen el derecho a ser asegurados en el IESS, por lo tanto, el aporte patronal es del 11,5 % del salario básico unificado y el aporte personal es del 9,45 % (Ministerio del trabajo, 2018).

Para la construcción de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería, se necesita un ingeniero civil y un ingeniero de proyectos, mismos que tendrán un sueldo hasta finalizar el proyecto, que tiene un periodo máximo de dos meses. El manejo de la planta de tratamiento estará a cargo de dos operadores.

Considerando la información descrita anteriormente, se describen los sueldos del personal necesario para operar la planta, es decir, la mano de obra directa en la Tabla AVI.7 y en la Tabla AVI.8 se describen los sueldos de los ingenieros a cargo de la construcción de la planta (mano de obra indirecta)

Tabla AVI.7 Salarios mensuales del personal de la planta de tratamiento

Personal	Sueldo mensual [USD]	Sueldo anual [USD]	Aporte al IESS (11.15%)	Décimo tercero [USD]	Décimo cuarto [USD]	Sueldo anual [USD]
Operador 1	386,00	4 632,00	516,47	386,00	386,00	1 288,47
Operador 2	386,00	4 632,00	516,47	386,00	386,00	1 288,47
TOTAL						2 576,94

(Ministerio del trabajo,2018)

Tabla AVI.8 Salarios de los ingenieros a cargo de la implementación de la planta de tratamiento

Personal	Sueldo mensual [USD]	Sueldo anual [USD]	Aporte al IESS (11.15%)	Décimo tercero [USD]	Décimo cuarto [USD]	Sueldo anual [USD]
Ingeniero civil	1 200,00	14 400,00	1 605,60	1 200,00	1 200,00	18 405,60
Ingeniero de procesos	1 200,00	14 400,00	1 605,60	1 200,00	1 200,00	18 405,60
TOTAL						36 811,20

Para el desarrollo de la planta de tratamiento es necesario un financiamiento de 534 000,00 USD, en la amortización del crédito se trabaja con una tasa de redescuento del 16,17 % para un plazo de 5 años con cuotas fijas mensuales. En la Tabla AVI.9 se muestra la amortización del préstamo.

Tabla AVI.9. Amortización del préstamo

Período	Cuota	Saldo inicial	Interés	Capital	Saldo final	Interés anual	Capital
1	13 034,13	534 000,00	7 195,65	5 838,48	528 161,52		
2	13 034,13	528 161,52	7 116,98	5 917,15	522 244,37		
3	13 034,13	522 244,37	7 037,24	5 996,89	516 247,48		

Tabla AVI.9. Amortización del préstamo (continuación...)

4	13 034,13	516 247,48	6 956,43	6 077,70	510 169,78		
5	13 034,13	510 169,78	6 874,54	6 159,59	504 010,19		
6	13 034,13	504 010,19	6 791,54	6 242,59	497 767,60		
7	13 034,13	497 767,60	6 707,42	6 326,71	491 440,89		
8	13 034,13	491 440,89	6 622,17	6 411,96	485 028,92		
9	13 034,13	485 028,92	6 535,76	6 498,37	478 530,56		
10	13 034,13	478 530,56	6 448,20	6 585,93	471 944,63		
11	13 034,13	471 944,63	6 359,45	6 674,68	465 269,95		
12	13 034,13	465 269,95	6 269,51	6 764,62	458 505,33	80 914,9	75 494,62
13	13 034,13	458 505,33	6 178,36	6 855,77	451 649,56		
14	13 034,13	451 649,56	6 085,98	6 948,15	444 701,41		
15	13 034,13	444 701,41	5 992,35	7 041,78	437 659,63		
16	13 034,13	437 659,63	5 897,46	7 136,67	430 522,97		
17	13 034,13	430 522,97	5 801,30	7 232,83	423 290,13		
18	13 034,13	423 290,13	5 703,83	7 330,30	415 959,84		
19	13 034,13	415 959,84	5 605,06	7 429,07	408 530,77		
20	13 034,13	408 530,77	5 504,95	7 529,18	401 001,59		
21	13 034,13	401 001,59	5 403,50	7 630,63	393 370,96		
22	13 034,13	393 370,96	5 300,67	7 733,46	385 637,50		
23	13 034,13	385 637,50	5 196,47	7 837,66	377 799,83		
24	13 034,13	377 799,83	5 090,85	7 943,28	369 856,56	67 760,80	88 648,72
25	13 034,13	369 856,56	4 983,82	8 050,31	361 806,24		
26	13 034,13	361 806,24	4 875,34	8 158,79	353 647,45		
27	13 034,13	353 647,45	4 765,40	8 268,73	345 378,72		
28	13 034,13	345 378,72	4 653,98	8 380,15	336 998,57		
29	13 034,13	336 998,57	4 541,06	8 493,07	328 505,50		
30	13 034,13	328 505,50	4 426,61	8 607,52	319 897,98		
31	13 034,13	319 897,98	4 310,63	8 723,50	311 174,47		
32	13 034,13	311 174,47	4 193,08	8 841,05	302 333,42		
33	13 034,13	302 333,42	4 073,94	8 960,19	293 373,23		
34	13 034,13	293 373,23	3 953,20	9 080,93	284 292,31		
35	13 034,13	284 292,31	3 830,84	9 203,29	275 089,02		

Tabla AVI.9. Amortización del préstamo (continuación...)

36	13 034,13	275 089,02	3 706,82	9 327,31	265 761,71	52 314,74	104 094,78
37	13 034,13	265 761,71	3 581,14	9 452,99	256 308,72		
38	13 034,13	256 308,72	3 453,76	9 580,37	246 728,35		
39	13 034,13	246 728,35	3 324,66	9 709,47	237 018,88		
40	13 034,13	237 018,88	3 193,83	9 840,30	227 178,58		
41	13 034,13	227 178,58	3 061,23	9 972,90	217 205,68		
42	13 034,13	217 205,68	2 926,85	10 107,28	207 098,40		
43	13 034,13	207 098,40	2 790,65	10 243,48	196 854,92		
44	13 034,13	196 854,92	2 652,62	10 381,51	186 473,41		
45	13 034,13	186 473,41	2 512,73	10 521,40	175 952,01		
46	13 034,13	175 952,01	2 370,95	10 663,18	165 288,83		
47	13 034,13	165 288,83	2 227,27	10 806,86	154 481,97		
48	13 034,13	154 481,97	2 081,64	10 952,49	143 529,49	34 177,37	122 232,14
49	13034,13	143529,49	1934,06	11100,07	132429,42		
50	13034,13	132429,42	1784,49	11249,64	121179,77		
51	13034,13	121179,77	1632,90	11401,23	109778,54		
52	13034,13	109778,54	1479,27	11554,86	98223,68		
53	13034,13	98223,68	1323,56	11710,57	86513,11		
54	13034,13	86513,11	1165,76	11868,37	74644,74		
55	13034,13	74644,74	1005,84	12028,29	62616,45		
56	13034,13	62616,45	843,76	12190,37	50426,08		
57	13034,13	50426,08	679,49	12354,64	38071,44		
58	13034,13	38071,44	513,01	12521,12	25550,32		
59	13034,13	25550,32	344,29	12689,84	12860,48		
60	13034,13	12860,48	173,30	12860,83	0,00	12 879,77	143 529,74
			248047,45	534000,35			

En la Tabla AVI.10 se presentan los flujos de caja para una proyección de 10 años de funcionamiento de la planta de tratamiento de efluentes del área de jabonería.

Tabla AVI.10 Flujo de caja de la planta de tratamiento

Ingresos	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9	Año 10
Inversión	(553,12)										
Ingresos		10525,00	10525,00	10525,00	10525,00	10525,00	10525,00	10525,00	10525,00	10525,00	10525,00
Costos		195,55	195,55	195,55	195,55	195,55	195,55	195,55	195,55	195,55	195,55
Utilidad bruta		10329,45	10329,45	10329,45	10329,45	10329,45	10329,45	10329,45	10329,45	10329,45	10329,45
Gastos											
Financieros		80,91	67,76	52,31	34,18	12,88					
Depreciación		34,5	34,5	34,5	34,5	34,5	34,5	34,5	34,5	34,5	34,5
Total de gastos		115,41	102,26	86,81	68,68	47,38	34,50	34,50	34,50	34,50	34,50
Utilidad neta	(553,21)	10214,04	10227,19	10242,64	10260,77	10282,07	10294,95	10294,95	10294,95	10294,95	10294,95

Con base en los valores de la Tabla AVI.10 se determinaron los indicadores VAN (valor actual neto) y TIR (tasa de interés de retorno), mediante las Ecuaciones AVI.2 y AVI.3 respectivamente.

$$VAN = F_0 + \frac{F_1}{(1+i)} + \frac{F_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+i)^n} \quad [AVI.2]$$

$$0 = F_0 + \frac{F_1}{(1+TIR)} + \frac{F_2}{(1+TIR)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+TIR)^n} \quad [AVI.3]$$

Donde:

F_0 : Flujo de caja en el año cero

F_n : Flujo de caja en el año n

i: Tasa de interés

En la Tabla AVI.11 se detalla el VAN y TIR de este proyecto.

Tabla AVI.11. Valor actual neto y tasa interna de retorno para el tratamiento del efluente del área de jabonería

Indicador	Valor
VAN	41 038 942,50 USD
TIR	67 %

Para determinar el índice costo-beneficio se tomó como ingresos al valor de la multa según la Ordenanza-01-GPP-2012, la cual indica: *“Cualquier empresa que incumpla con el Plan de Manejo Ambiental deberá pagar una multa entre 20 a 200 salarios básicos unificados”*. Por lo tanto, se multiplica 386,00 USD (Salario básico unificado) por el valor más alto de la multa, 200, y se obtuvo un valor de la multa mensual de 77 200,00 USD.

El valor de los egresos es la suma de los costos anuales de los reactivos, electricidad, consumo de agua y salarios de los operadores y de los ingenieros, mismos que se encuentran en la Tablas AVI.5, AVI.6, AVI.7 y AVI.8 por lo tanto, el costo total de los egresos mensuales es:

$$\text{Egresos mensuales} = (142\,059,15 + 13\,421,05 + 684,24 + 2\,576,94 + 36\,811,20) \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

$$\text{Egresos mensuales} = 198\,129,52 \frac{\text{USD}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{12 \text{ meses}}$$

$$\text{Egresos mensuales} = 16\,296,05 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}$$

El índice costo-beneficio se determinó con la Ecuación 5.2.

$$\text{índ}_{\text{costo-beneficio}} = \frac{77\,200,00 \text{ USD}}{16\,296,05 \text{ USD}}$$

$$\text{índ}_{\text{costo-beneficio}} = 4,74$$

El costo de tratamiento por metro cúbico se determina con base en la Ecuación AVI.4, el costo del tratamiento por metro cúbico de efluente, con base en la Ecuación 5.1 planteada en la sección perteneciente a la evaluación financiera.

$$C_{\text{tratamiento}} = \frac{\text{Costos operativos}}{\text{Caudal medio}} \quad [\text{AVI.4}]$$

Los valores de los costos operativos se encuentran en las Tablas AVI.5 y AVI.6.

Por lo tanto, el costo del tratamiento es:

$$C_{\text{tratamiento}} = \frac{(142\,059,15 + 13\,421,05 + 684,24) \frac{\text{USD}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{365 \text{ días}}}{59,52 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}$$

$$C_{\text{tratamiento}} = 7,19 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3}$$