

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ciencias Naturales y Matemáticas

Rediseño de una planta de tratamiento de aguas residuales
en una industria cervecera

PROYECTO INTEGRADOR

Previo la obtención del Título de:

Ingeniero Químico

Presentado por:

Héctor Isaías González Del Valle

Darlington Javier Hungría Yáñez

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2019

DEDICATORIA

A mis padres, por haberme forjado en la persona que soy en la actualidad. Mis logros, entre los que se incluye este, se los debo a ellos. Me formaron con grandes ideales, me motivaron constantemente para alcanzar mis sueños.

Héctor González

Con todo amor para mi familia que me han brindado desde siempre su apoyo incondicional y amor, a ellos todos mis éxitos.

Darlington Hungría

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por ser mi guía en cada paso de paso de mi vida.

A todos aquellos grandes profesores que con sus conocimientos me han adocinado en el profesional próximo a convertirme.

A todas aquellas amistades que he formado durante mi etapa universitaria y por todos esos buenos momentos que hemos compartido.

Darlington Hungría

A Dios, por darme la fuerza de completar este objetivo que me propuse en la vida.

A cada uno de los profesores, en especial a los tutores, que aportaron con su asesoría a lo largo del desarrollo de este proyecto.

A todas las personas que conocí a lo largo de mi carrera universitaria, que con el transcurso del tiempo se convirtieron en grandes amigos y una fuente de apoyo incondicional.

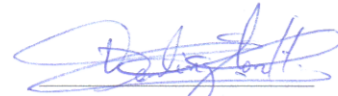
Héctor González

DECLARACIÓN EXPRESA

“Los derechos de titularidad y explotación, nos corresponde conforme al reglamento de propiedad intelectual de la institución; *Héctor Isaías González Del Valle* y *Darlington Javier Hungría Yáñez* damos nuestro consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual”



Héctor Isaías
González Del Valle



Darlington Javier
Hungría Yáñez

EVALUADORES




Ing. Nadia Flores, Msc.

PROFESORA DE LA MATERIA



Ing. Bernardo Mora, Msc.

PROFESOR TUTOR



Ing. Cesar Moreira, PhD.

PROFESOR CO-TUTOR

RESUMEN

El presente proyecto tiene como objetivo la disminución del consumo energético de una planta de tratamiento de aguas residuales de una empresa cervecera, mediante un rediseño de la misma, tomando en cuenta criterios de distribución y reutilización de equipos. La metodología a emplear, empezó con un análisis de ingeniería conceptual, interpretando la base de datos brindada por la empresa cliente, con el fin de caracterizar el afluente a tratar y evaluar los parámetros de operación del reactor actual flujo pistón. Dando como resultado preliminar lo siguiente: el caudal de alimentación al reactor no mantenía un flujo constante, por lo que no logra llegar al estado estacionario; el volumen a tratar es considerablemente menor por sobredimensionamiento del reactor, afectando a la prolongación del tiempo de residencia, así como el excesivo consumo energético de parte de los aireadores. Por tales razones, se implementó ingeniería básica para dimensionar el tanque ecualizador, para estabilizar el caudal y un reactor de mezcla completa bajo criterios previos. Proponiendo en dividir el reactor actual en tres secciones: en un tanque ecualizador y dos reactores que operarán en estado estacionario. De esta manera, el tiempo de retención disminuye notablemente, promoviendo un ahorro energético de la planta de tratamiento de aguas residuales.

Palabras claves: consumo energético, afluente, tiempo de residencia, estado estacionario

ABSTRACT

Our objective in this project is to reduce the energy consumption of a wastewater treatment plant of a beer company, through a redesign of it, taking in consideration criteria for distribution and reuse of equipment. The methodology used, started with a conceptual engineering analysis, analyzing the database provided by the client company, in order to characterize the influent to be treated and evaluate the operating parameters of the current piston flow reactor. It was found that the system did not run at steady conditions. Therefore, the hydraulic retention time was longer than the required, and consequently, results in the excessive energy consumption of the aerators. For these reasons, basic engineering was implemented in order to evaluate an equalizer tank, to stabilize the flow rate. Also, it was considered the change of the type of reactor to a continuous stirred tank reactor (CSTR) under the existent operation conditions. Results suggest, that the current reactor can be divided in three sections: 1) an equalizer tank, 2) CSTR #1 and 3) CSTR #2 reactors that will operate at steady state and in parallel. Therefore, the retention time decreases significantly, promoting an energy saving of the wastewater treatment plant.

Keywords: energy consumption, influent, hydraulic retention time, steady state

ÍNDICE GENERAL

EVALUADORES	¡Error! Marcador no definido.1
RESUMEN.....	II
ABSTRACT.....	IV
ÍNDICE GENERAL.....	V
ABREVIATURAS	VIII
SIMBOLOGÍA.....	IX
ÍNDICE DE FIGURAS	XI
ÍNDICE DE GRÁFICOS	XII
ÍNDICE DE TABLAS	XIII
ÍNDICE DE PLANOS.....	XIV
CAPÍTULO 1	1
1. Introducción	1
1.1. Descripción del problema	1
1.2. Justificación.....	2
1.3. Objetivo.....	3
1.3.1. Objetivo General.....	3
1.3.2. Objetivos Específicos.....	3
1.4. Marco teórico	4
1.4.1. Caracterización del agua residual.....	4
1.4.2. Microbiología en tratamiento de agua residual.....	5
1.4.3. Tratamiento biológico.....	6
1.4.4. Sistema de digestión aeróbica	7
1.4.5. Ecuaciones de balance, diseño y constitutivas	12

1.4.6. Tanque Ecuadorador	20
CAPÍTULO 2	21
2. Metodología	21
2.1. Ingeniería Conceptual	21
2.1.1. Afluente residual industrial	22
2.1.2. Reactor Biológico.....	23
2.1.3. Tamaño del proyecto	25
2.2. Ingeniería Básica	26
2.2.1. Tanque Ecuadorador	27
2.2.2. Reactor de Lodos Activados Batch con Aireación Extendida	27
2.2.3. Simulación	31
2.2.4. Estimación de costos	31
CAPÍTULO 3	34
3. Resultados Y ANÁLISIS.....	34
3.1. Resultados de ingeniería conceptual.....	34
3.1.1. Afluente residual industrial	34
3.1.2. Tamaño del proyecto	36
3.2. Resultados de ingeniería básica.....	38
3.2.1. Tanque ecualizador	38
3.2.2. Diseño del Reactor	39
3.2.3. Simulación	42
3.2.4. Estimación de costos	44
CAPÍTULO 4	47
4. Conclusiones Y Recomendaciones.....	47
4.1. Conclusiones.....	47

4.2. Recomendaciones.....	50
BIBLIOGRAFÍA	51
APÉNDICES	53
APÉNDICE A LÍMITES DE DESCARGA A UN CUERPO DE AGUA MARINA.....	53
APÉNDICE B. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS	54
APÉNDICE C. DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA	56
APÉNDICE D. CÁLCULOS	58
D 1.TANQUE ECUALIZADOR.....	58
D 2 CONSTANTES CINÉTICAS.....	65
D 3. PRODUCCIÓN DE LODOS	67
D 4.BALANCES DE MATERIA	70
D 5. POTENCIA DEL AIREADOR	72
D 6. POTENCIA DE AGITADOR	76
 APÉNDICE E ESTIMACIÓN DE COSTOS.....	 78

ABREVIATURAS

ESPOL	Escuela Superior Politécnica del Litoral
TULSMA	Texto Unificado de Legislación Secundaria de Medio Ambiente
SENAGUA	Secretaría Nacional del Agua
ENAS	Estrategia Nacional de Agua Potable y Saneamiento
ODS	Objetivos de Desarrollo Sostenible
PFR	Reactor Flujo Pistón
BR	Reactor Batch
CSTR	Reactor de Mezcla Completa
PTAR	Planta de Tratamiento de Aguas Residuales
DBO	Demanda Bioquímica de Oxígeno
DQO	Demanda Química de Oxígeno
SSV	Sólidos Suspendidos Volátiles
LMSSV	Licor Mezclado de Sólidos Suspendidos Volátiles
SST	Sólidos Suspendidos Totales
IVL	Índice Volumétrico de Lodos
TRH	Tiempo de Retención Hidráulica
VAN	Valor Actual Neto
TIR	Tasa Interna de Retorno
PRI	Periodo de Recuperación de la Inversión

SIMBOLOGÍA

m^3	Metros cúbicos
mg/L	Miligramos por litros
MJ/año	MegaJoule por año
kW	Kilovatio
$m^3/\text{día}$	Metros cúbicos por día
kg/m^3	Kiligramos por metros cúbicos
kg/día	Kiligramos por día
mm	Milímetros
F/M	Relación alimento/microorganismos
dS/dt	Acumulación de sustrato en el reactor
dx/dt	Acumulación de biomasa en el reactor
dx_r/dt	Acumulación de biomasa en el sedimentador
Q	Caudal afluente de agua residual
Q_e	Caudal efluente tratada
Q_w	Caudal de lodo removido
Q_r	Caudal recirculado
V	Volumen del reactor
S_o	DBO de agua cruda
S	DBO del efluente tratado
K_s	Coefficiente de saturación medio
K	Tasa máxima específica de sustrato
K_d	Constante de respiración endógena
x	Cantidad de biomasa producido
x_r	Biomasa de lodo recirculado
x_e	Biomasa de efluente tratado
μ	Tasa de crecimiento específico
μ_{\max}	Tasa de crecimiento máximo específico
f_b	Factor de biodegradabilidad

C_v	Carga volumétrica
θ_c	Edad del lodo
q	Constante de proporcionalidad de sustrato
Y	Coefficiente de producción

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Etapas de proceso para elaboración de cerveza	4
Figura 1.2 Diagrama de bloques del sistema convencional de lodos activados.....	9
Figura 1.3 Diagrama de bloques del sistema de aireación extendida de lodos activados..	10
Figura 1.4 Diagrama de bloques del sistema batch de lodos activados	11
Figura 1.5 Representación de las variables en el proceso de lodos activados	12
Figura 2.1 Metodología a seguir en el proyecto de rediseño de una PTAR	21
Figura 2.2 Diagrama de bloques de la PTAR	25
Figura 2.3 Diagrama de bloques de la PTAR propuesta.....	26
Figura 3.1 Modelo dinámico de la planta propuesta desarrollado en Simulink.....	42
Figura 4.1 Diagrama de flujo de procesos de la planta actual	54
Figura 4.2 Diagrama de flujo de procesos de la planta propuesta	55

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfica 3.1 Diagrama Carga Orgánica – Caudal – Tiempo	34
Gráfica 3.2 Diagrama Carga Orgánica – Caudal – Tiempo homogenizado	39
Gráfica 3.3 Gráfica cinética ecuación de Eckenfelder.....	39
Gráfica 3.4 Gráfica cinética ecuación de Monod modificada linealizada.....	40
Gráfica 3.5 Resultados de la simulación dinámica	43
Gráfica 3.6 Estimación de costo de inversión del proyecto.....	44
Gráfica 3.7 Proyección del costo energético de los agitadores.....	45
Gráfica 4.1 Volumen Acumulado Mes: Enero	58
Gráfica 4.2 Volumen Acumulado Mes: Febrero	58
Gráfica 4.3 Volumen Acumulado Mes: Marzo.....	59
Gráfica 4.4 Volumen Acumulado Mes: Abril	59
Gráfica 4.5 Volumen Acumulado Mes: Mayo.....	60
Gráfica 4.6 Volumen Acumulado Mes: Junio	60
Gráfica 4.7 Volumen Acumulado Mes: Julio	61
Gráfica 4.8 Volumen Acumulado Mes: Agosto	61
Gráfica 4.9 Volumen Acumulado Mes: Septiembre	62
Gráfica 4.10 Volumen Acumulado Mes: Octubre.....	62
Gráfica 4.11 Volumen Acumulado Mes: Noviembre	63
Gráfica 4.12 Volumen Acumulado Mes: Diciembre	63
Gráfica 4.13 Relación SSV/ SST	67
Gráfica 4.14 Consumo energético por año	79

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Variables de control del afluente.....	5
Tabla 1.2 Clasificación de los organismos.....	5
Tabla 1.3 Tipo de sistemas de tratamiento biológicos	7
Tabla 1.4 Tipos de sistema de tratamiento aeróbico	8
Tabla 1.5 Variables para el proceso de lodos activados.....	8
Tabla 1.6 Rangos para un sistema de lodos activados convencional	9
Tabla 1.7 Rangos para un sistema de aireación extendida	10
Tabla 1.8 Modelos cinéticos de remoción de sustrato	15
Tabla 1.9 Ecuaciones de diseño del Reactor	16
Tabla 1.10 Ecuaciones de diseño del aireador.....	17
Tabla 2.1 Líneas de limpieza de los equipos y otros descartes descritas por procesos.....	22
Tabla 2.2 Comparación de los parámetros.....	23
Tabla 2.3 Características operativas de los principales sistemas de reactores de lodos activados.....	24
Tabla 2.4 Factores de instalación de equipos	31
Tabla 2.5 Factor de mantenimiento de activos	32
Tabla 3.1 Parámetros relevantes del agua residual.....	34
Tabla 3.2 Comparación de parámetros de diseño vs la situación del último año (2018)....	35
Tabla 3.3 Parámetros de salida de agua residual después del pretratamiento.....	38
Tabla 3.4 Dimensiones del tanque ecualizador	38
Tabla 3.5 Dimensiones del reactor de lodos activados propuesto	41
Tabla 3.6 Producción de lodos en el reactor propuesto.....	41
Tabla 4.1 Volumen y carga orgánica a la salida del tanque ecualizador.....	64
Tabla 4.2 Costo de inversión de la implementación del reactor propuesto	78
Tabla 4.3 Costo de importación para el agitador	78
Tabla 4.4 Inversión total para implementación del proyecto	78
Tabla 4.5 Proyección del costo energético de los agitadores	79
Tabla 4.6 Flujo de caja incremental del proyecto propuesto	80

ÍNDICE DE PLANOS

Plano 3.1 Distribución de planta actual, vista superior.....	36
Plano 3.2 Distribución de planta propuesta, vista superior	37
Plano 4.1 Distribución de planta actual, vista lateral superior	56
Plano 4.2 Distribución de planta propuesta, vista lateral superior.....	57

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCIÓN

1.1. Descripción del problema

La descarga de aguas residuales industriales son una de las principales causas de contaminación al agua. Se considera rastros de contaminación si el efluente industrial o fracción de este no es tratado adecuadamente o posee altas cargas orgánicas. Además, de otros parámetros que deben mantenerse dentro de lo estandarizado por la legislación ambiental local o nacional, como el Texto Unificado de Legislación Secundaria de Medio Ambiente (TULSMA, 2015).

En este sentido, la Secretaría Nacional del Agua (SENAGUA) presenta una Estrategia Nacional de Agua Potable y Saneamiento (ENAS). Esta estrategia fue propuesta como producto de una reunión organizada por las Naciones Unidas, en septiembre de 2015, en ella se estableció una reforma en los Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS). La reforma contempla 17 objetivos con 169 metas destinadas a cumplirse en el 2030. Entre las metas planteadas se relacionan con este proyecto: agua limpia y saneamiento, energía asequible y no contaminante (Molina, Pozo, & Serrano, 2018). Estos objetivos y metas están siendo aplicados por países desarrollados con el fin de contar con tecnologías biológicas de tratamiento de afluentes.

La demanda mundial de agua, destinada a la producción industrial, se estima que aumente un 400% antes de llegar al año 2050. La mayor parte de este aumento se producirá en las economías emergentes y en los países desarrollados. La prioridad actual de la industria radica en potenciar al máximo la producción y no, la eficiencia o la conservación del agua. De tal manera, existen empresas que no consideran el excesivo consumo de agua, ni

desechos de producción; su único interés es llevar a cabo la elaboración de sus productos o brindar un determinado servicio (OCDE, 2012).

En los últimos años, la mayoría de las industrias manufactureras a nivel mundial, optan por invertir en la tecnología biológica con el fin de tratar agua residual con alta carga orgánica del afluente, debido a las condiciones iniciales que posee, además de sus relativos costos operacionales.

La empresa en estudio, se caracteriza por producir varios tipos de cerveza, siendo su descarga de efluente diaria de 400m³ de agua residual en promedio, la cual es tratada en un reactor de flujo pistón (PFR, por sus siglas en inglés) aeróbico de lodos activados. Este sector productivo genera grandes cantidades de residuos de: malta, levadura, lúpulo, agua de proceso, agua de lavado de equipos, entre otros. Estos desechos son descargados en una planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR), cuyo objetivo primordial consta en descartar el efluente, dentro de los parámetros establecidos por legislación ambiental según el TULSMA.

1.2. Justificación

A pesar de las ventajas que supone el uso de un reactor biológico para degradar materia orgánica presente en agua residual, ésta produce un crecimiento no representativo en la población de las bacterias como consecuencia de no lograr la operación del reactor en estado estacionario. Esto se debe a las excesivas fluctuaciones de alimento que se suministra durante el tratamiento, provocando un mayor gasto económico en la operación de la planta. El efluente de esta planta de tratamiento es reutilizado para agua de aseo, de riego y de uso para la prensa de lodo.

El reactor actual trabaja en régimen dinámico considerado como PFR, debido a que el diseño tiene 12 aireadores en serie; esta cantidad se relaciona con el número de etapas.

La empresa ha descargado 400m³ de agua residual diarios en promedio del último año (2018), con 1570 mg/L DBO y 2500 mg/L DQO, la misma que es tratada mediante un digestor aeróbico. El reactor inicialmente fue diseñado para un volumen de 1400m³ de afluente por día, con 1600 mg/L DBO y 2260 mg/L DQO, empleando un consumo energético promedio de 142,62 MJ/año (Empresa Cliente, 2018).

Algunas de las variables antes mencionadas, indican un sobredimensionamiento en el diseño del reactor, y otras variables exceden el límite de afluente diario del digestor. Además, el excesivo consumo energético, con lleva un alto costo operacional en la planta.

1.3. Objetivo

1.3.1. Objetivo General

Proponer un diseño teórico para la disminución del consumo energético en una planta de tratamiento de agua de una industria cervecera, planteando cambios en el proceso.

1.3.2. Objetivos Específicos

- Desarrollar ingeniería conceptual del reactor aeróbico de la planta de tratamiento de aguas residuales actual, por medio de balances de materia, tomando en cuenta criterios de distribución, dimensión, y costo de inversión.
- Analizar el comportamiento del reactor de lodos activados de la planta de tratamiento de aguas residuales del cliente, tomando en consideración las variantes realizadas en el diseño del reactor, mediante una simulación en un software.

- Realizar un estudio económico que indique el costo operativo de la propuesta ofertada para la planta de tratamiento de aguas residuales, mediante indicadores de viabilidad económica como VAN, TIR y PRI.

1.4. Marco teórico

1.4.1. Caracterización del agua residual

El proceso de elaboración de cerveza se presenta descrito en la Figura 1.1, cuyas materias primas son agua, arroz, malta, lúpulos y levadura. El agua residual de la empresa proviene principalmente de las operaciones de: maceración, cocción, sedimentación, fermentación y envasado.

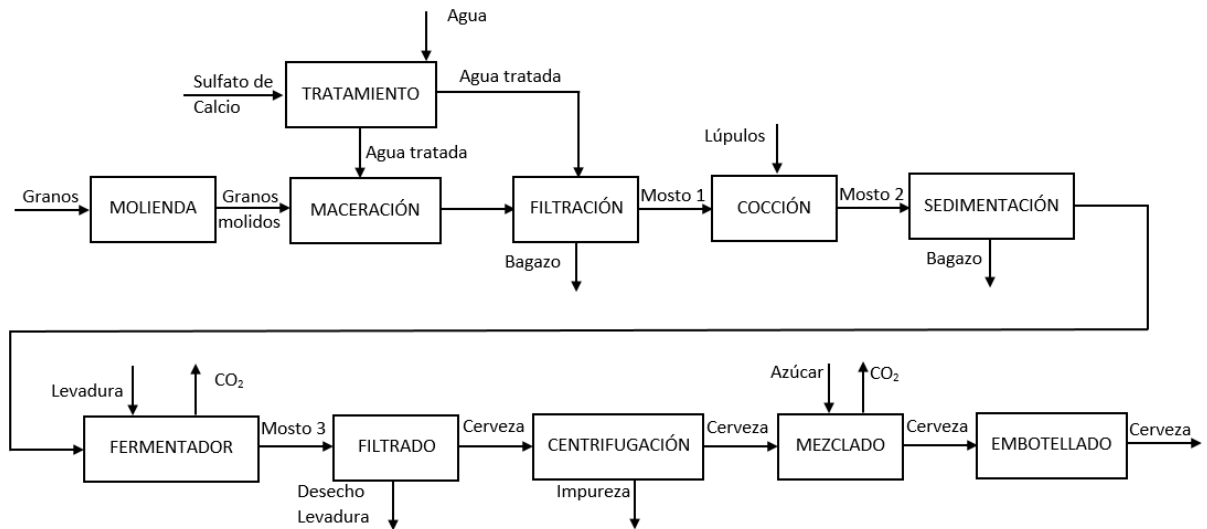


Figura 1.1 Etapas de proceso para elaboración de cerveza

El proceso para la fabricación de la cerveza involucra los siguientes componentes en su efluente industrial: azúcar fermentable, levadura, agua empleada en la limpieza, puede ser de tanques de almacenamiento, de fermentación o de botellas. En base al diseño actual, las variables a controlar se muestran en la Tabla 1.1:

Tabla 1.1 Variables de control del afluente (Empresa Cliente, 2018)

PARÁMETROS	CANTIDAD	UNIDAD
Caudal	1400	m ³ /día
DBO5	1,2	kg/m ³
DQO	2,16	kg/m ³
Relación DQO/DBO5	1,8	
Carga Orgánica (DBO)	1680	kg DBO/día
Carga Orgánica (DQO)	3024	kg DQO/día
Eficiencia Teórica de Diseño	95%	
Carga Orgánica Eliminada Teórica (DBO)	1596	kg DBO/día
Oxígeno necesario suministrado - Diseño	2,142	Kg O ₂ /Kg DBO
Oxígeno específico entrada de Diseño	10	gO ₂ /m ³ .m

1.4.2. Microbiología en tratamiento de agua residual

El tratamiento del agua residual, ocurre completamente por mecanismos biológicos. En un cuerpo de agua, la materia orgánica existente es transformada a un producto mineralizado e inerte, caracterizado como un fenómeno de auto purificación. Para una planta de tratamiento de aguas residuales, este procedimiento se lleva a cabo bajo condiciones de operación controladas y tasas más altas de concentración (Von Sperling, 2007b).

Todos los seres vivos requieren de energía, carbono y nutrientes para desarrollarse, reproducirse y demás. Por tal razón se clasifican de acuerdo de fuentes de carbono y de fuentes de energía, como se presenta en el Tabla 1.2:

Tabla 1.2 Clasificación de los organismos (Von Sperling, 2007b)

Clasificación de los organismos		
Fuentes de carbono	Organismo autotróficos	Obtienen carbono a partir de Dióxido de Carbono (CO ₂)
	Organismos heterotróficos	Obtienen carbono a partir de materia orgánica
Fuentes de energía	Organismos fotótrofos	Los cuales obtienen su energía a partir de la luz.
	Organismos quimiotróficos	Obtienen su energía a partir de reacciones químicas.

Los microorganismos antes mencionados, se encuentran presentes en un cuerpo de agua, el cual, bajo condiciones controladas de una PTAR, poseen la propiedad de formar flóculos, con el fin de desarrollarse y metabolizar el

alimento. Estos procesos forman parte del metabolismo de las células, pudiendo ser clasificado en dos tipos (Von Sperling, 2007b):

- Catabolismo: Encargada de la descomposición de sustratos para producción de energía.
- Anabolismo: Proceso encargado de la formación celular, al igual que el crecimiento y reproducción.

El proceso de catabolismo conlleva reacciones químicas, según estén funcionalmente adaptados a las condiciones de respiración:

- Organismos estrictamente aeróbicos, depende únicamente del oxígeno para su respiración.
- Organismos facultativos, emplean principalmente del oxígeno o nitratos.
- Organismos estrictamente anaeróbicos, se benefician de sulfatos o dióxido de carbono.

En el caso de tratamiento en condiciones aeróbicas por lodos activados, los flóculos formados están compuestos en su gran mayoría por bacterias, partículas orgánicas e inorgánicas; que requiere un tamaño entre 1mm y 1000mm. Las células vivas dentro de los flóculos están representadas entre 5 y 20% del total de bacterias (Von Sperling, 2007b).

1.4.3. Tratamiento biológico

Los tratamientos biológicos constan de varios procesos que utilizan microorganismos, entre ellas, se destacan las bacterias que tiene la finalidad de eliminar materia orgánica biodegradable del afluente.

El metabolismo bacteriano cuenta con una acción indispensable en el elemento aceptor de electrones en el proceso de oxidación de la materia orgánica (Rodríguez Fernández-Alba et al., 2006).

Existen 3 tipos de sistemas de tratamiento biológico, representados en la Tabla 1.3:

Tabla 1.3 Tipo de sistemas de tratamiento biológicos
(Rodríguez Fernández-Alba et al., 2006)

Sistema	Descripción	Ecuación Química
Aeróbico	Mayor presencia de oxígeno (aceptor de electrones). Rendimientos energéticos elevados. Generación de lodos debido a crecimiento exponencial de bacterias.	$C_6H_{12}O_6 + 6 O_2 \rightarrow 6 CO_2 + 6 H_2O$
Anaeróbico	El CO_2 o parte de la materia orgánica trabajo como aceptor de electrones. Reducción del carbono a gas metano (biogás).	Reducción de sulfatos: $CH_3COOH + SO_4^{2-} + 2H^+ \rightarrow H_2S + 2H_2O + 2CO_2$ Metanogénesis hidrogenotrófico: $4H_2 + CO_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$ Metanogénesis acetotrófica: $CH_3COOH \rightarrow CH_4 + CO_2$
Anóxico	Ausencia de oxígeno. Presencia de nitrato, permite la materia orgánica receptor electrones obteniendo nitrógeno.	Reducción de nitrato $2 NO_3^- + 2 H^+ \rightarrow N_2 + 2.5 O_2 + H_2O$

1.4.4. Sistema de digestión aeróbica

La empresa en cuestión utiliza un sistema de tratamiento aeróbico, debido a las condiciones y parámetros que tiene el agua residual a tratar. Para los tratamientos biológicos que se estudiarán a continuación resulta indispensable conocer el parámetro F/M , o relación alimento/microorganismos, debido a sus siglas en inglés. Este factor es una forma de medir el nivel de carga de lodos del proceso (LIPATA - UNAM, n.d.).

Los sistemas de digestión aeróbica se clasifican en cultivos en suspensión y cultivos fijos, como se presenta en la Tabla 1.4.

Tabla 1.4 Tipos de sistema de tratamiento aeróbico (Rodríguez Fernández-Alba et al., 2006)

Sistema de tratamiento aeróbico	
Cultivos en suspensión	Lodos activados
	Aireación prolongada
	Contacto-estabilización
	Reactor discontinuo secuencial
Cultivos fijos	Biomasa soportada
	Lechos bacterianos

El sistema de tratamiento de aguas residuales de lodos activados es el proceso biológico más utilizado para la depuración de afluentes. Existen numerosas variantes para el proceso de lodos activados, que se encuentran clasificados en la Tabla 1.5:

Tabla 1.5 Variables para el proceso de lodos activados (Von Sperling, 2007a)

Según la edad del lodo (F/M)	Según el tipo de flujo	Según el afluente entrante a la etapa biológica del sistema de lodos activados	
Sistema de lodos activados convencional	Flujo continuo	Aguas residuales crudas	Desde un reactor anaeróbico
Aeración extendida	Flujo intermitente	Desde un tanque de sedimentación primario	Desde otro proceso de tratamiento de aguas residuales

Se describirá en breve alguno de los más relevantes tipos de sistema de digestión aeróbica y algunas de sus variantes:

1.4.4.1. Sistema de Lodos Activados Convencional

El sistema de lodos activados convencional se ilustra en la Figura 1.2 mediante un diagrama de bloques. Este proceso se basa en que el agua residual ingresa al pre tratamiento, que depende del tamaño de los sólidos, se utiliza criba y/o trampa de arena. Luego se dirige a un tratamiento primario, tanque sedimentador primario, donde se obtienen los lodos primarios. Después, el agua residual ingresa al reactor aeróbico, hasta que acumule la cantidad de biomasa necesaria para que se dirija al tanque de sedimentación secundaria que producirá lodos con más edad.

Estos lodos se separan en dos corrientes, la recirculación al reactor y la otra fracción a un tratamiento de lodos. Posteriormente, el lodo recibe un tratamiento de espesado mecánico y una unidad de deshidratación (Von Sperling, 2007a).

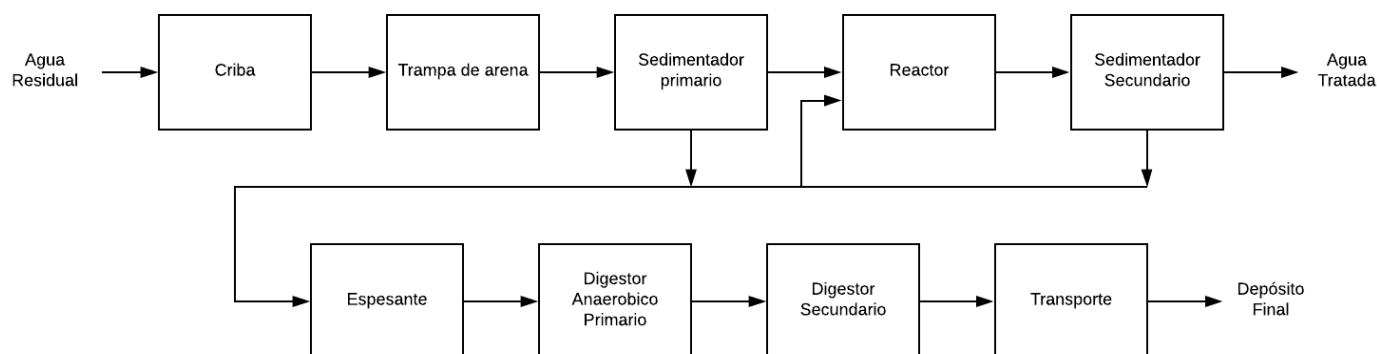


Figura 1.2 Diagrama de bloques del sistema convencional de lodos activados (Von Sperling, 2007a)

Una de las ventajas que posee este sistema es su bajo costo energético debido a que parte de los sólidos suspendidos se eliminan previamente por medio de la sedimentación primaria (Von Sperling, 2007a). Entre sus características se tiene:

Tabla 1.6 Rangos para un sistema de lodos activados convencional (Von Sperling, 2007a)

Parámetros	Rango	Unidades
Relación F/M	0,25 – 0,5	Kg DBO/kg LMSSV
Tiempo de retención	6 - 8	horas

1.4.4.2. Sistema de Lodos Activados con Aireación Extendida

El sistema de lodos activados con aireación extendida se ilustra en la Figura 1.3 mediante un diagrama de bloques, este tipo de reactor emplea la empresa cliente. La descripción de este proceso se basa en que el agua residual ingresa por un pretratamiento, que dependerá del tamaño de los sólidos, se empleará una criba y/o trampa de arena.

Una vez que pase por el pretratamiento, el agua directamente ingresa al reactor aeróbico, que después de acumular la biomasa necesaria, se dirigirá al tanque de sedimentación secundaria que producirá lodos, los cuales se separan en dos corrientes, la recirculación al reactor y la otra fracción a un tratamiento de lodos. Posteriormente, el lodo recibe un tratamiento de espesado mecánico y una unidad de deshidratación (Von Sperling, 2007a).

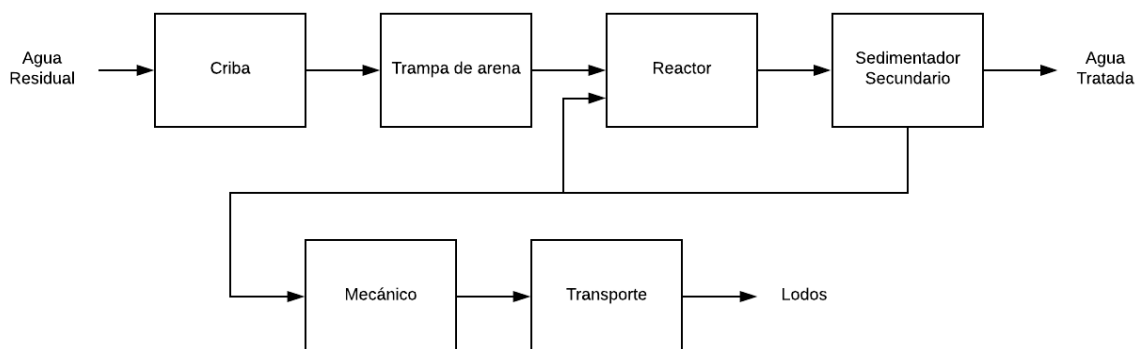


Figura 1.3 Diagrama de bloques del sistema de aireación extendida de lodos activados (Von Sperling, 2007a)

Los lodos que se obtienen en el sedimentador secundario, no es necesaria su estabilización debido a la ausencia de sedimentador primario, es decir no se producen los dos tipos de lodos, como en el sedimentador secundario. A pesar de que se consume excesiva energía por la aireación, su disponibilidad reducida de sustrato y la asimilación prácticamente total de la biomasa, adjudican a la Aireación extendida como uno de los procesos más eficientes para remover DBO. Algunas de las variaciones más significantes para este tipo de sistema se las puede realizar a nivel del sedimentador secundario. Por lo general este sistema de aireación extendida recibe agua cruda sin ningún tipo de tratamiento primario (Von Sperling, 2007a). Los parámetros en los que se manejan son:

Tabla 1.7 Rangos para un sistema de aireación extendida (Von Sperling, 2007a)

Parámetros	Rango	Unidades
Relación F/M	0,07 – 0,15	Kg DBO/kg LMSSV
Tiempo de retención	16 - 24	horas

Entre las características que posee este sistema de lodos activados, está la cantidad de biomasa producida; esta será mayor en comparación a la cantidad que se produce en un sistema convencional. En tal sentido, los reactores suelen ser diseñados con un volumen mayor al sistema convencional.

Existe una menor cantidad de materia orgánica por unidad de volumen en el reactor al igual que por unidad de volumen de biomasa, por lo cual la bacteria sobrevive mediante su sistema metabólico, donde comienza a procesar su propia materia orgánica obteniendo como producto de esta reacción CO_2 y H_2O (Von Sperling, 2007a).

1.4.4.3. Sistema de Lodos Activados Batch en Serie (Flujo intermitente)

Se suele asociar esta modificación a los procesos de aireación extendida y proceso convencional; sin embargo, es típico relacionar el flujo intermitente a la aireación extendida, debido a su simplicidad. Este proceso (Figura 1.4) consiste en una etapa de pretratamiento, luego el agua ingresa a dos reactores aeróbicos que están conectados en paralelo y por último al tratamiento de los lodos (Von Sperling, 2007a).

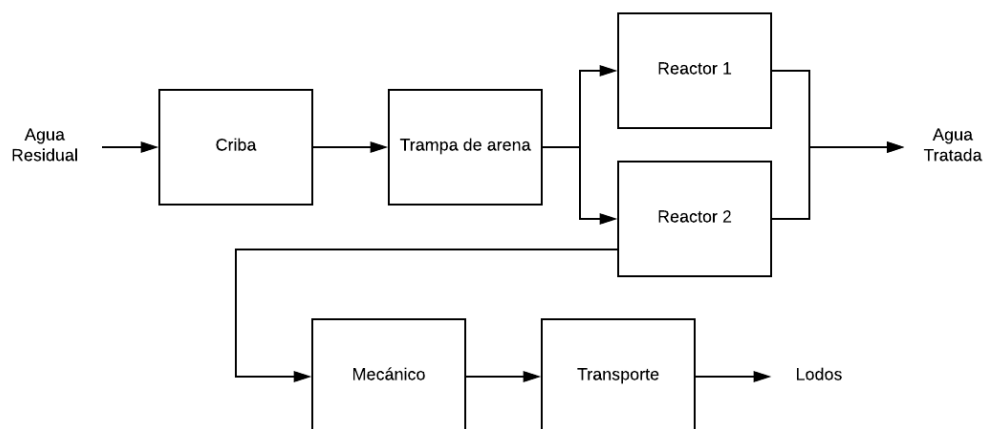


Figura 1.4 Diagrama de bloques del sistema batch de lodos activados (Von Sperling, 2007a)

Para estos dos reactores aeróbicos trabajando en paralelo, siguen un ciclo compuesto de las siguientes fases: llenado, reacción, asentamiento, retirado y descanso. Cuando el reactor se encuentra en fase de asentamiento, no ingresa ningún tipo de afluente. Este ingresaría a otro reactor cumpliendo con la etapa de llenado y posteriormente la etapa de reacción, mientras el primer reactor podría estar cumpliendo la etapa de retirada y eventualmente de descanso. Los tiempos de retención para este tipo de sistemas, no suelen mantenerse constante, debido a que depende de las variables de afluente, requerimientos del tratamiento y características de agua (Von Sperling, 2007a).

1.4.5. Ecuaciones de balance, diseño y constitutivas

1.4.5.1. Ecuaciones de balance de materia

En la Figura 1.5 se representa un esquema de un sistema de lodos activados, con el fin de realizar los balances de materia con respecto al sustrato, la biomasa y balance al sedimentador.

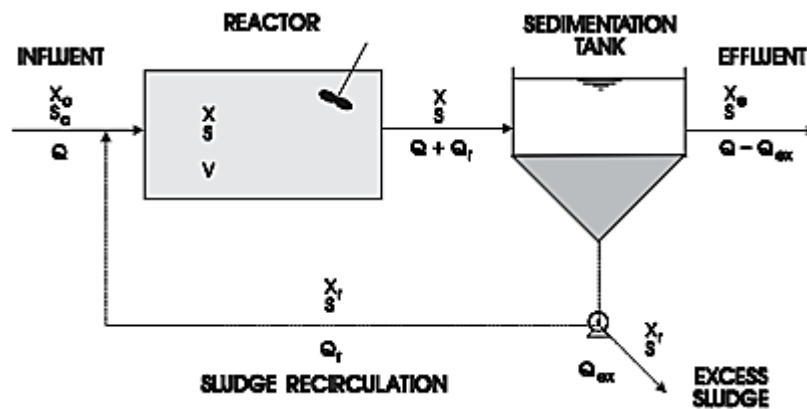


Figura 1.5 Representación de las variables en el proceso de lodos activados (Von Sperling, 2007a)

Balance general del sustrato (DQO/DBO) en estado dinámico:

$$V \frac{dS}{dt} = QS_o - Q_e S_e - V \left(\frac{KS}{K_s + S} \right) x \quad (1.1)$$

Donde:

$\frac{dS}{dt}$: Acumulación de sustrato en el reactor $\left[\frac{mg}{L \cdot día} \right]$

Q : Caudal afluente de agua residual $\left[\frac{m^3}{L} \right]$

Q_e : Caudal efluente tratada $\left[\frac{m^3}{día} \right]$

V : Volumen del reactor por lodos activados $[m^3]$

S_o : DQO/DBO de agua cruda $\left[\frac{mg}{L} \right]$

S : DQO/DBO del efluente tratado $\left[\frac{mg}{L} \right]$

K_s : Coeficiente de saturación medio $\left[\frac{mg}{L} \right]$

K : Tasa máxima específica de sustrato $[d^{-1}]$

x : Cantidad de biomasa producido $\left[\frac{mg}{L} \right]$

Balance general de biomasa (SSV/SST) en estado dinámico:

$$V \frac{dx}{dt} = Qx_0 - (Q_e x_e + Q_w x_r) + V\mu x - VK_d f_b x \quad (1.2)$$

Donde:

$\frac{dx}{dt}$: Acumulación de biomasa en el reactor $\left[\frac{mg}{L \cdot día} \right]$

Q : Caudal de agua residual $\left[\frac{m^3}{día} \right]$

Q_w : Caudal de lodo removido $\left[\frac{m^3}{día} \right]$

Q_e : Caudal efluente tratada $\left[\frac{m^3}{día} \right]$

V : Volumen del reactor por lodos activados $[m^3]$

x_r : Biomasa de lodo recirculado $\left[\frac{mg}{L} \right]$

x_0 : Biomasa en el afluente $\left[\frac{mg}{L} \right]$

x_e : Biomasa en el efluente tratado $\left[\frac{mg}{L} \right]$

x : Cantidad de biomasa producido $\left[\frac{mg}{L} \right]$

μ : Tasa de crecimiento específico $[d^{-1}]$

K_d : Constante de respiración endógena [día^{-1}]

f_b : factor de biodegradabilidad

Balance en el sedimentador de biomasa recirculada

$$\frac{dx_r}{dt} = (Q + Q_r)x + (Q_w + Q_r)x_r + Q_e x_e \quad (1.3)$$

Donde:

$\frac{dx_r}{dt}$: Acumulación de biomasa en el sedimentador [$\frac{mg}{L \cdot día}$]

Q : Caudal de agua residual [$\frac{m^3}{día}$]

Q_w : Caudal de lodo removido [$\frac{m^3}{día}$]

Q_e : Caudal efluente tratada [$\frac{m^3}{día}$]

Q_r : Caudal recirculado [$\frac{m^3}{día}$]

x_r : Biomasa de lodo recirculado [$\frac{mg}{L}$]

x : Cantidad de biomasa producido [$\frac{mg}{L}$]

1.4.5.2. Modelos Cinéticos

En la Tabla 1.8 se exponen los diferentes modelos cinéticos para remociones de sustrato que han sido estudiados en los últimos años, con sus respectivos investigadores, además de los casos ideales en los que puede ser adaptado o encajado dicho modelo (Loayza Proaño, Sergio Ricardo; Campoverde Pineda, 2015).

Tabla 1.8 Modelos cinéticos de remoción de sustrato (Ramírez, n.d.)

Modelo	Ecuación	Comentario
Eckenfelder	$\frac{dS}{dt} = \frac{S_0 - S_e}{xT} = KS_e$	Modelo ampliamente utilizado. Aguas residuales industriales con gran variabilidad
Mc Kinney	$S = \frac{S_e}{1 + \hat{K}t}$ $\hat{K} = Kx$	Utilizado para el diseño de tanques completamente mezclado
Tischler y Eckenfelder	$\frac{S}{S_0} = e^{-kxt}$	Remoción en batch de una mezcla de compuestos orgánicos
Lawrende y Mc Carty	$\frac{xT}{S_0 - S_e} = \frac{K_s}{K} \frac{1}{S} + \frac{1}{K}$	Utilizada en el diseño de sistemas de lodos activados con altas eficiencias de remoción
Grau, Dohanyos, Chudola	$\frac{dS}{dt} = -Kx \left(\frac{S}{S_0} \right)^n$	Utilizado para predecir la remoción de sustratos multicomponentes

1.4.5.3. Ecuaciones de diseño

En la Tabla 1.9 se presentan los parámetros con sus respectivas ecuaciones relevantes, para el diseño de un reactor biológico de lodos activados. Las mismas, que se tomarán en cuenta, para la evaluación del estado actual del reactor y el rediseño del mismo.

Tabla 1.9 Ecuaciones de diseño del Reactor
(Loayza Proaño, Sergio Ricardo; Campoverde Pineda, 2015)

Parámetro	Ecuación	Variables	Unidades
Edad de Lodos	$\theta_c = \frac{V x}{Q_w x_r + Q_e x_e}$	V : Volumen del tanque de aireación x : Biomasa en el reactor Q_w : Caudal del lodo dispuesto x_r : Biomasa en lodo recirculado Q_e : Caudal del efluente tratado x_e : Biomasa del efluente tratado	m^3 mg/L m^3/d mg/L m^3/d mg/L
Carga Volumétrica	$C_v = \frac{Q_i \times SS_i}{1000}$	Q_i : Caudal de la corriente i SS_i : Biomasa de corriente i	m^3/d mg/L
Tiempo de Retención Hidráulica	$TRH = \frac{V}{Q}$	V : Volumen del tanque de aireación Q : Caudal de agua residual	m^3 m^3/d
Tasa de Recirculación	$R = \frac{Q_r}{Q}$	Q_r : Caudal de recirculación Q : Caudal de agua residual	m^3/d m^3/d
Lodos activos de retorno	$x_r = RASS = x \left(1 + \frac{1}{R}\right)$	x : Biomasa en el reactor R : Tasa de recirculación	mg/L
Producción de Lodos	$P_x = P_{lodos} = Q_w x_r + Q_e x_e$ $P_{lodos} = \frac{V x}{\theta_c}$	Q_w : Caudal del lodo dispuesto x_r : Biomasa en lodo recirculado Q_e : Caudal del efluente tratado x_e : Biomasa del efluente tratado V : Volumen del tanque de aireación x : Biomasa en el reactor θ_c : Edad de lodos	m^3/d mg/L m^3/d mg/L m^3 mg/L $día$
Caudal de Recirculación	$Q_r = Q \frac{x}{x_r - x}$	Q : Caudal de agua residual x : Biomasa en el reactor x_r : Biomasa en lodo recirculado IVL : Índice volumétrico de lodos	m^3/d mg/L mg/L
Eficiencia de remoción	$\varepsilon = \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100$	S_0 : DBO/DQO agua cruda S : DBO/DQO de efluente tratado	mg/L mg/L
Volumen del reactor	$V = \frac{1000 \times Y \theta_c S_r}{x_v (1 + f_b K_d \theta_c)}$	Y : Coeficiente de rendimiento (g SSV producido por g DBO removido) θ_c : Edad del lodo S_r : Carga de DBO removido x_v : Biomasa (SSV) producido en el reactor f_b : Factor de biodegradabilidad K_d : Constante de respiración endógena	$gSSV/gDBO$ $día$ $kg/día$ mg/L $día^{-1}$

Tabla 1.10 Ecuaciones de diseño del aireador (Von Sperling, 2007a)

Parámetro	Ecuación	Variables	Unidades
Constantes para requerimiento de oxígeno	$a_i = \left(\frac{DBO_u}{DBO}\right) - \left(\frac{BDO_u}{X_b}\right) Y$ $b_i = \left(\frac{BDO_u}{X_b}\right) f_b K_d$	$\frac{DBO_u}{DBO} = 1,46$: Relación DBO último/DBO $\frac{DBO}{X_b} = 1,42$: Relación DBO/Biomasa biodegradable f_b : Factor de biodegradabilidad K_d : Constante de respiración endógena	día ⁻¹
Demanda para síntesis	$D_s = a_i S_r$	a_i : Constante de requerimiento de oxígeno S_r : Sustrato removido	kg/día
Demanda por respiración endógena	$D_{re} = \frac{b_i x_v V}{1000}$	b : Constante de requerimiento de oxígeno x_v : Biomasa (SSV) en el reactor V : Volumen del tanque de aireación	d ⁻¹ mg/L m ³
Requerimiento promedio de oxígeno	$OR_{av} = D_s + D_{re}$	D_s : Demanda para síntesis D_{re} : Demanda para remoción	kg/d kg/d
Requerimiento total de oxígeno en el campo	$OTR_{field} = \left(\frac{Q_{Max}}{Q_{av}}\right) OR_{av}$	Q_{Max} : Caudal máximo Q_{av} : Caudal promedio OTR_{av} : Requerimiento promedio de oxígeno	m ³ /d m ³ /d kg/d
Producción de Lodos	$STOR = \frac{OTR_{field}}{\frac{\beta \cdot f_H \cdot C_s - C_l}{C_s(20^\circ C)} \cdot \alpha \cdot \theta^{T-20}}$	OTR_{field} : Requerimiento total de oxígeno. $\alpha = 0,85$: Coeficiente $\beta = 0,9$: Coeficiente $C_l = 1\text{mg/L}$: Concentración de oxígeno en el reactor T : Temperatura del afluente $C_s(T)$: Concentración de oxígeno disuelto a la Temperatura T . $f_H = 1$: factor de altura $\theta = 1,024$: Factor de corrección de temperatura	m ³ /d mg/L °C mg/L
Ecuación de gases ideales	$PV = RnT$	P : Presión del gas V : Volumen del gas $R = 8,314$: Constante universal de gases n : Moles T : Temperatura	Pa m ³ J/molK mol K
Potencia requerida	$P = \frac{Q_g \rho g (d_i + \Delta H)}{n}$	Q_g : Caudal de aire ρ : Densidad del agua $g = 9,81$: gravedad d_i : Altura de profundidad n : Eficiencia	kg/d g/mL m ² /s m

1.4.5.4. Ecuaciones constitutivas

Una de las ecuaciones constitutivas, es la ecuación de Monod, esta fórmula resultó de estudios con colonias bacterianas, dando una expresión que relaciona la tasa de crecimiento específico en función de la concentración de sustratos, (Sperling, 2007b);

$$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right) \quad (1.4)$$

Donde:

μ : Tasa de crecimiento específico [d^{-1}]

μ_{max} : Tasa de crecimiento máximo específico [d^{-1}]

K_s : Coeficiente de saturación medio [mg/L]

S : Concentración de sustrato limitante [mg/L]

Para futura caracterización de la cinética de la reacción se linealizó la ecuación obteniendo la siguiente expresión:

$$\frac{1}{\mu} = \frac{K_s}{\mu_{max}} \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{1}{\mu_{max}} \quad (1.5)$$

La ecuación de factor biodegradabilidad, expresión útil para conocer la fracción biodegradable de SSV.

$$f_b = \frac{f'_b}{1 + (1 - f'_b) K_d \theta_c} \quad (1.6)$$

Donde:

θ_c : Edad del lodo [días]

f_b : Fracción biodegradable de SSV generado por el sistema en una edad de lodo θ_c

f'_b : Fracción biodegradable de SSV a un $\theta_c = 0$

K_d : Constante de respiración endógena [d^{-1}]

Relación de constantes de proporcionalidad de sustrato y biomasa (Cortacans Torre, 2014):

$$Y = \frac{\mu}{q} \quad (1.7)$$

Donde:

μ : Tasa específica de crecimiento [d^{-1}]

q : Constante de proporcionalidad de sustrato

Y : Coeficiente de producción (g SSV producidos por g DBO removidos)
($gX_v/gDBO$)

Estas constantes se la pueden encontrar en la proporcionalidad de la tasa de crecimiento específico (Cortacans Torre, 2014):

$$\frac{dx}{dt} = \mu x \quad (1.8)$$

Donde:

$\frac{dx}{dt}$: Crecimiento de biomasa en el reactor [$\frac{mg}{L \cdot día}$]

x : Cantidad de biomasa producido [$\frac{mg}{L}$]

Conociendo ya, esta definición y haciendo uso de la definición de Y :

$$Y = \frac{dx}{dS} \quad (1.9)$$

La ecuación de Monod modificada y linealizada podemos expresarla de la siguiente manera:

$$-\frac{x}{\frac{dS}{dt}} = \frac{YK_s}{\mu_{max}} \left(\frac{1}{S} \right) + \frac{Y}{\mu_{max}} \quad (1.10)$$

De igual manera se la puede encontrar en la expresión de velocidad de utilización de sustrato en cultivos microbianos (Cortacans Torre, 2014):

$$\frac{dS}{dt} = qx \quad (1.11)$$

Donde:

$\frac{dS}{dt}$: Velocidad de consumo de sustrato [$\frac{mg}{L \cdot día}$]

El modelo de Eckenfelder surge de una deducción realizada a partir del balance general de biomasa (SST), en estado estacionario (Loayza Proaño, Sergio Ricardo; Campoverde Pineda, 2015):

$$0 = \frac{Qx_0}{V} - \frac{(Q_e x_e + Q_w x_r)}{V} + \mu x - K_d x \quad (1.12)$$

Se estima para fines prácticos que no existe concentración de sólidos totales en el afluente del reactor. Se aplica la relación de la eficiencia de remoción y se aproxima la tasa de consumo de sustrato de la siguiente manera:

$$\frac{dS}{dt} = \left(\frac{Y(S_0 - S_e)Q}{V} \right) = \frac{S_0 - S}{t_{rh}} \quad (1.13)$$

Obteniendo la siguiente ecuación:

$$\frac{(Q_e x_e + Q_w x_r)}{V} = \left(Y \frac{S_0 - S}{t_{rh}} - K_d \right) x \quad (1.14)$$

Se hace uso de la definición de edad del lodo, consiguiendo la siguiente ecuación

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{S_0 - S}{t_{rh} x} - K_d \quad (1.15)$$

De manera similar y haciendo uso de definiciones tales como remoción de DBO y relación F/M se obtiene la siguiente expresión

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \left(\frac{F}{M} \right) E - K_d f_b \quad (1.16)$$

1.4.6. Tanque Ecuador

La homogenización del caudal se usa cuando existe variaciones de flujo, con el fin de mejorar la eficiencia de los tratamientos posteriores a esta operación unitaria. El uso de un tanque de homogenización es fundamental en vista de que no existirá variaciones de caudal ni de carga orgánica al ingresar al reactor biológico. Si se considera que el caudal y la carga orgánica permanecen constantes a la salida del tanque ecualizador, entonces, existe la posibilidad de que el reactor biológico llegará al estado estacionario. (Tchobanoglous, Burton, & Metcalf & Eddy., 1991).

CAPÍTULO 2

2. METODOLOGÍA

La metodología a seguir está basada en el árbol de tareas del proyecto de rediseño de una planta de tratamiento de aguas (Figura 2.1)

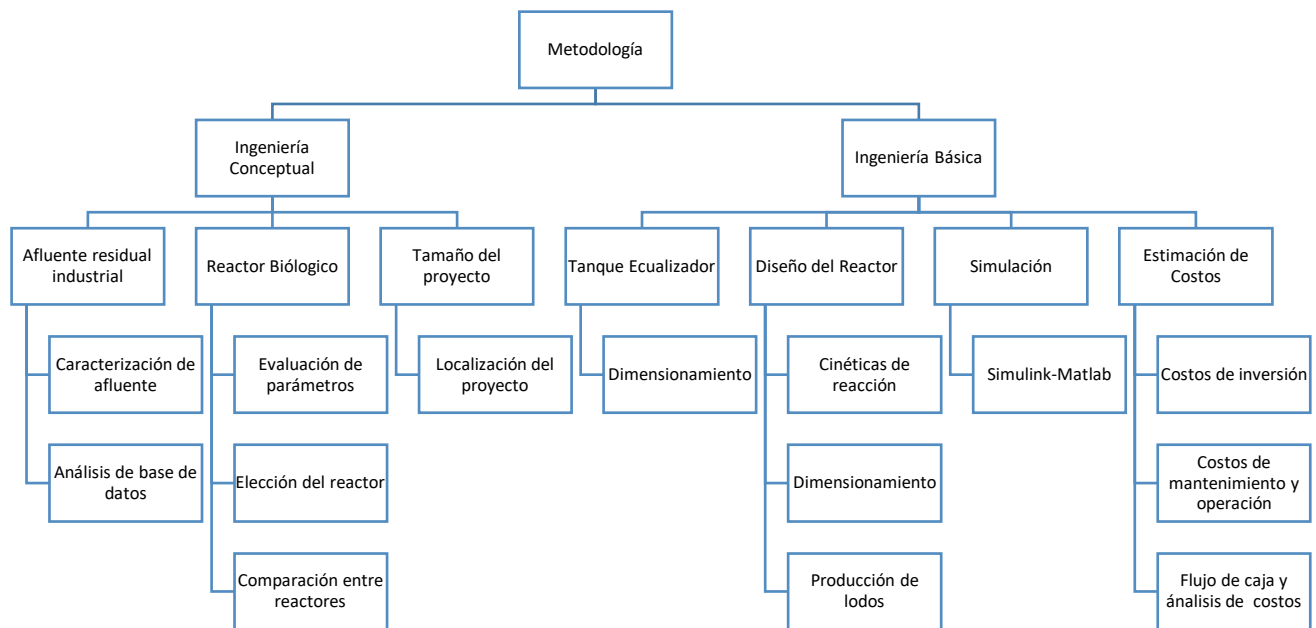


Figura 2.1 Metodología a seguir en el proyecto de rediseño de una PTAR

2.1. Ingeniería Conceptual

La ingeniería conceptual se basa en un estudio del alcance del proyecto, en esta etapa se identifica la viabilidad técnica, económica, normativas, descripción del proceso, diagramas de bloques, distribución de planta (Corona, 2006).

2.1.1. Afluente residual industrial

2.1.1.1. Caracterización del afluente

El afluente industrial tratado en el reactor biológico actual proviene de aguas de procesos de las operaciones unitarias descritas en el diagrama de bloques de la Figura 1.1, tales como, maceración, cocción, sedimentación, fermentación y envasado. Otra fracción del agua residual, proviene de descartes de altas toxicidad y de altas cargas orgánicas, como se muestran en la Tabla 2.1. (datos proporcionados por la empresa cliente).

Tabla 2.1 Líneas de limpieza de los equipos y otros descartes descritas por procesos
(Empresa Cliente, 2018)

TIPO DE DESCARTES	Toxicidad	Carga Orgánica	DQO (mg/l)
Agua de la tina de postura	Baja	Alta	11.500
Agua del filtro de mosto	Baja	Alta	14.850
Agua de la cocina	Baja	Alta	20.400
Agua del Whirpool	Baja	Alta	17.800
Tanque de lúpulo	Baja	Media	7.499
Trub caliente 1era etapa	Baja	Alta	40.837
Cip acido de tanques OD	Alta	Baja	858
Cip de tinas y tanque propagador	Alta	Media	1.293
Proceso CIP en líneas de fermento	Alta	Baja	747
Proceso CIP en líneas de cerveza	Alta	Baja	499
Fermento silos	Baja	Alta	210.845
Fermento tinas	Baja	Alta	222.795
Cerveza en fermentación	Media	Alta	183.340
Cerveza en maduración	Media	Alta	445.435
Descarte de cerveza	Media	Alta	120.000
Lavador de espuma	Alta	Media	4.596
Lavador de CO2	Alta	Media	3.836
Agua amoniacal	Alta	Alta	140.836
Permanganato	Alta	Media	44.835
Etanol	Alta	Alta	427.240
501 CIP	Alta	Baja	317
501 diario	Alta	Media	1.759
Lavadora	Alta	Baja	818

2.1.1.2. Análisis de base de datos

La empresa cliente proporcionó una base de datos históricos, para ello, se empleó una caracterización por medio de métodos estadísticos, análisis de acumulados, promedios o comportamiento en el tiempo de las variables. Las variables analizadas fueron sólidos totales, DBO/DQO (Carga Orgánica) y caudales. A partir de la caracterización del efluente se aplicaron las ecuaciones de diseño, balances de materia y las ecuaciones constitutivas.

2.1.2. Reactor Biológico

2.1.2.1. Evaluación de parámetros del reactor biológico

Para la evaluación de los parámetros del reactor actual de la empresa, se consideró la Media los valores históricos del último año. Además, de la Media de los datos históricos, se comparó con rangos obtenidos de la bibliografía y parámetros de diseño como se puede apreciar en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2 Comparación de los parámetros (Empresa Cliente, 2018) (Von Sperling, 2007a)

Variable	Promedio (2018)	Diseño	Fuentes Bibliográficas
Caudal entrante [m ³ /día]	400	Máx 1400	Mín. 880
DQO [mg/L]	2500	Máx 2260	2500 - 5000
SST [mg/L]		Máx 700	667 - 2000

Este flujo es cuatro veces menor en comparación a lo que fue diseñado inicialmente, además no cumple con el caudal mínimo para la utilización de este tipo de reactor. Por otra parte, el DQO del afluente es de 2500, excede en un 10% el parámetro de diseño.

2.1.2.2. Elección del reactor aeróbico


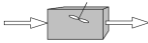
En esta sección, se considerará los siguientes parámetros importantes:

- Reutilizar el reactor actual que se opera en la empresa
- Mejorar el rendimiento del reactor, tomando en cuenta los parámetros de caudal de entrada, DBO, DQO, SST
- Costos de operación y mantenimiento
- Consumo energético

2.1.2.3. Comparación entre variantes del proceso de lodos activados

En la tabla 2.3, se compara los tipos de sistema de reactores, tanto para flujo continuo e intermitente (batch). El principal factor entre las variables es la edad de lodos, característica de reactores aeróbicos convencionales y con aireación extendida (Von Sperling, 2007).

Tabla 2.3 Características operativas de los principales sistemas de reactores de lodos activados (Von Sperling, 2007a)

Tipo de Reactor	Esquema	Flujo Continuo	Variación de la composición con respecto al tiempo	Variación de la composición con la posición en el reactor	Número equivalentes de reactores de mezcla completa	Relación larga: ancho
Reactor por lotes (BR)		No	Sí	No	-	≈ 1
Flujo pistón (PFR)		Sí	No	Sí	∞	$\gg 1$
Mezcla completa (CSTR)		Sí	No	No	1	≈ 1

2.1.3. Tamaño del proyecto

Con respecto al tamaño del proyecto, se consideró en rediseñar el reactor PFR que actualmente utiliza la empresa cliente. Aquel reactor, emplea aireación extendida, por lo que, se escogió realizar un rediseño con flujo continuo CSTR para que los parámetros logren operar en estado estacionario, mediante la implementación de un tanque equalizador.

2.1.3.1. Localización del proyecto

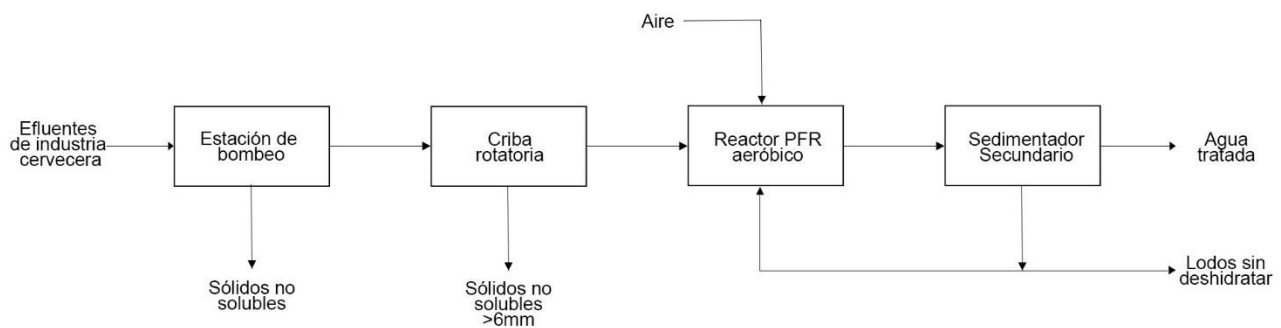


Figura 2.2 Diagrama de bloques de la PTAR (Empresa Cliente, 2018)

La Figura 2.2 muestra el diagrama de bloques de la PTAR actual, en donde el afluente industrial cervecero pasa por una estación de bombeo, la cual es empleada como tanque equalizador, sin embargo, no se normaliza el caudal de salida de la misma. La estación de bombeo posee una etapa de retención de sólidos particulados que no presentan vital importancia en los procesos subyacentes. La criba rotatoria busca limitar todo tipo material particulado menor a 6 mm, dando como efluente bruto que se trata biológicamente en el reactor.

El tratamiento aeróbico funciona bajo la acción de sopladores que inyectan aire hacia el agua mediante el principio de difusión, para degradar la materia orgánica. De igual manera aumenta la cantidad de sólidos suspendidos volátiles (biomasa), por lo cual el agua saliente del reactor aeróbico completa el tratamiento en sedimentador secundario, depositando lodos.

De este último proceso se obtienen dos productos corrientes: 1) Recirculación, depende del proceso y reactor; 2) Salida, para su disposición final.

Debido a que los análisis previos sugieren, que reactor está sobredimensionado con respecto a la cantidad de flujo que está ingresando; se propone modificar el proceso de manera que en lugar de un solo reactor PFR, se cuente con dos reactores CSTR trabajando en paralelo, que reciba la descarga de un tanque ecualizador (Figura 2.3) que homogenice el caudal y la carga orgánica; con la finalidad de lograr el régimen estacionario.

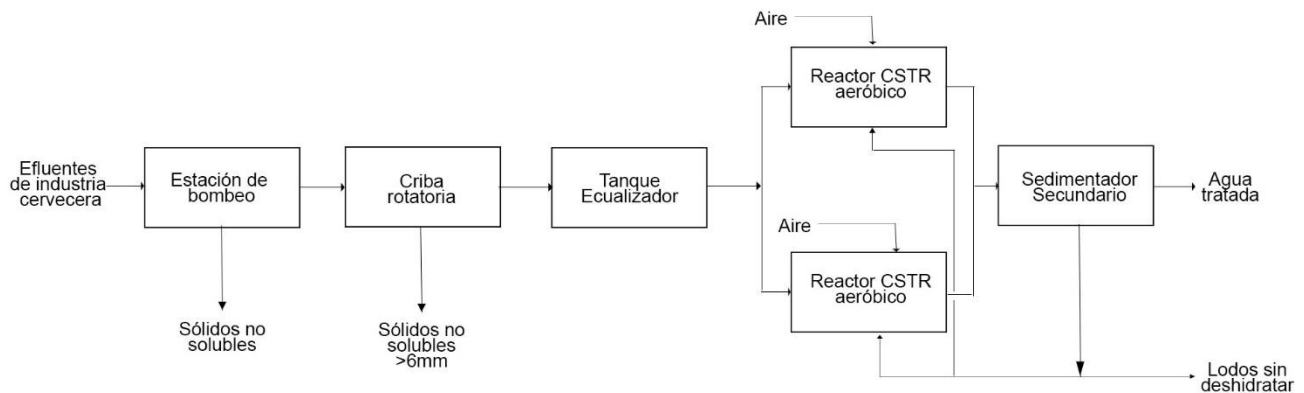


Figura 2.3 Diagrama de bloques de la PTAR propuesta

2.2. Ingeniería Básica

La ingeniería básica se refiere a los requerimientos que necesita el cliente, como especificaciones básicas, cronograma del proyecto, valoración económica, entre otros. La ingeniería básica se emplea en dos etapas: la primera reside en la toma de datos y la segunda es el dimensionamiento de equipos, diagrama de flujo y valoración económica (Corona, 2006).

2.2.1. Tanque Ecuilizador

Actualmente la empresa no cuenta con un tanque ecualizador, por esta razón el reactor PFR actual recibe caudales variables de distinta carga orgánica, ya que el afluente no solo es agua de proceso, sino también agua de limpieza de equipos, cerveza en mal estado, levadura, etc. Para garantizar la ausencia de fluctuaciones de caudal de entrada y carga orgánica, por tanto, un flujo constante de alimentación al reactor, se dimensionará un tanque ecualizador tomando en consideración el histórico de flujos y DQO de la empresa cliente.

2.2.1.1. Dimensionamiento del Tanque Ecuilizador

Con respecto al dimensionamiento del tanque ecualizador, se consideraron los parámetros aberrantes de caudal y DBO de entrada que no se consideraron para la estimar las constantes cinéticas de acuerdo a los valores del último año.

Mediante la hoja de cálculo en Microsoft Excel, se grafica una curva de caudal acumulado vs tiempo; por cada mes. En la gráfica se trazan dos rectas tangentes, una para el máximo y otra por el mínimo, la diferencia de ellas, esa cantidad es el volumen máximo del tanque. Para homogenizar la carga orgánica, se realiza un cálculo entre el volumen aportado, volumen almacenado y el DBO (Tchobanoglous et al., 1991).

2.2.2. Reactor de Lodos Activados Batch con Aireación Extendida

2.2.2.1. Cinética de Reacción

Basándose en datos bibliográficos presentados en el Marco Teórico Tabla 1.8, se analizó varios modelos cinéticos. En base a las características del afluente, efluente, y la descripción bibliográfica de los modelos cinéticos; se pudo deducir que el mejor se ajusta es el modelo de Eckenfelder.

Cabe indicar, que el modelo seleccionado es ampliamente empleado para aguas residuales industriales con altas variabilidades de DBO o DQO, característica principal del agua residual de la empresa cliente (Chaparro, Navarrete, Albert, & Mora, 2003) .

$$\frac{dS}{dt} = \frac{S_i - S_f}{Xt} \quad (2.1)$$

Como punto adicional, este último modelo considera la recirculación, sistema que está implementado en la PTAR y puede ser de significativa utilidad en el proceso de tratamiento.

Se planea validar el orden de reacción del reactor actual y la cinética empleada mediante la ecuación y gráfica de Monod tomando en consideración la base de datos de la empresa y modelando estos datos a la tendencia de Monod presentada en el Marco Teórico ecuación 1.4.

Se puede realizar las consideraciones dependiendo si:

- $S \gg K_s$: aproximadamente reacción de orden cero, debido a la concentración del sustrato es mucha más alta que coeficiente de saturación Media; quedando la siguiente ecuación:

$$\mu = \mu_{max} \quad (2.2)$$

La ecuación indica que la tasa de crecimiento específico es igual a la tasa máxima, por lo que se sigue una cinética de orden cero, debido a que es independiente de la concentración del sustrato.

- $S \ll K_s$: aproximadamente reacción de primer orden, debido a la concentración del sustrato es mucho menor que coeficiente de saturación Media; quedando la siguiente ecuación:

$$\mu = \mu_{max} \frac{S}{K_s} \quad (2.3)$$

La ecuación anterior, se puede observar una relación (μ_{max}/K_s) que se lo puede asumir como una sola constante, quedando que la reacción es proporcional a la concentración de sustrato, tal como sigue una cinética de primer orden.

2.2.2.2. Dimensionamiento del Reactor Aeróbico

El diseño existente del reactor aeróbico sobredimensionado, trabaja de manera intermitente, se planteó sustituir por la implementación de dos reactores trabajando en régimen de mezcla completa, haciendo uso del procedimiento de recirculación disponible. Para ello, se utilizaron los balances de materia (considerando la recirculación) para: el sustrato (DQO/DBO) y la biomasa (SSV) en el sistema.

El sistema, al lograr la estabilidad en los flujos de entrada y en sus respectivas cargas orgánicas, se idealiza el estado estacionario, debido a que se emplea un tanque equalizador mediante el cual se busca mantener un caudal y carga orgánica constante. Para el balance de biomasa se asume que en la entrada no existe una concentración significativa de sólidos suspendidos volátiles por lo cual $x_0 = 0$. Para el balance de sustrato se reemplazan las ecuaciones 1.3 y 1.5, con todas las consideraciones antes mencionadas se tiene finalmente

Balance de sustrato

$$0 = \frac{Q}{V} S_o - \frac{Q}{V} S - \frac{\mu}{Y} x \quad (2.5)$$

Balance de biomasa

$$0 = \frac{Q}{V} x_0 - \left(\frac{Q_e}{V} x_e + \frac{Q_w}{V} x_r \right) + \left(\frac{\mu_{max}}{K_s} S \right) x - K_d x \quad (2.6)$$

Se utilizó el software Matlab para resolver el sistema de ecuaciones diferenciales, puesto que es importante conocer el tiempo de estabilización para lograr el estado estacionario. Mediante el uso de Excel, se construyó hojas de cálculo, con el fin de obtener las dimensiones del reactor, empleando las ecuaciones de diseño, validando así el dimensionamiento con ayuda de la bibliográfica revisada con antelación, pero también tomando en consideración el comportamiento de las variables en la base de datos de la empresa.

Por otra parte, las estimaciones tomadas para la carga orgánica son basados en datos entregados por la empresa cliente, valor que se va a regular mediante la adaptación de un tanque ecualizador, equilibrando también parámetros como sólidos totales (suspendidos) y caudales.

Con respecto al tiempo de retención hidráulica (TRH) tendrá una reducción de al menos un 30% con respecto al TRH actual, obteniendo resultados de carga orgánica y sólidos totales que se encuentran dentro de la normativa del ministerio de ambiente (TULSMA).

Para el diseño se consideró las dimensiones del reactor, con un factor de seguridad del 10% y el uso de una relación altura/área transversal de 1,33.

2.2.2.3. Producción de lodos

La generación de lodos depende de la materia orgánica removida en el proceso, la masa de microorganismos en el sistema y sólidos suspendidos volátiles.

A manera de expresión matemática, la producción de lodos está en función de la edad de lodos, dependiendo del rendimiento de la biomasa, cantidad de alimento que se le suministrará al reactor, la eficiencia del proceso y la constante de declinación endógena. Es decir, a medida que la edad de lodos aumenta, la relación de alimento disminuirá, por lo que la producción de biomasa también disminuirá, como se muestra en la ecuación 2.7. Edad del lodo en función de Eficiencia de Remoción y relación F/M.

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \left(\frac{F}{M} \right) E - K_d f_b \quad (2.7)$$

En procesos de tratamientos biológicos, para un sistema batch con aireación extendida, se estima que la edad de lodos es de 20 a 25 días, debido a que la planta se encuentra localizada en una región con un clima cálido, por la cual sugieren que la edad de lodos no supere a 30 días (Sperling, 2007a).

Al ser un tratamiento por lodos activados, una cantidad de lodos se enviará a la piscina de lodos para un posterior tratamiento y otra proporción se recirculará al reactor. Esta relación depende del Índice volumétrico de lodos (IVL), que se define como el volumen decantado de lodo ocupado en 30 min.

2.2.3. Simulación

2.2.3.1. SIMULINK - MATLAB

Por medio del software Simulink, se pudo representar la operación de manera gráfica. Las expresiones matemáticas de los balances de materia, se ingresaron al software, mediante diagrama de bloques. Este a su vez, presenta un modelo gráfico, por lo que es fácil observar el tiempo de estabilización para que la reacción garantice una mezcla completa, y la variación de sustrato, biomasa y biomasa de recirculación en el estado estacionario.

2.2.4. Estimación de costos

Se utilizó la base de datos de Richard Turton, para determinar el costo de equipos extras que necesite para la ejecución del proyecto. Para ello, se ingresa parámetros importantes como la potencia del equipo, caída de presión, etc. para estimar los costos. Al costo estimado agrega un factor por la instalación del equipo, como se muestra en la Tabla 2.4.

Tabla 2.4 Factores de instalación de equipos (Perry, 2001)

Actividad	Procesado de sólido	Procesado de sólidos/líquidos	Procesado de líquidos
Instalación de equipo	0,45	0,39	0,47
Instrumentación y control	0,18	0,25	0,36
Tuberías	0,16	0,31	0,66
Sistema eléctrico	0,10	0,10	0,11
Edificios	0,25	0,29	0,18

2.2.4.1. Costos de inversión

Reactor aeróbico: Según (Gonzalez, 2007), la implementación de un proyecto de reactor por lodos activados, tendría un costo aproximado de 850 mil USD. Sin embargo, el presente proyecto tiene como objetivo la adaptación de una actual planta de lodos activados y no la implementación de una. Los costos solo radicarían en la construcción de las paredes que seccionará el reactor actual en las partes que se requiera, se estima que el costo aproximadamente 20%.

Agitadores: Se estima bajo la base de datos de Richard Turton 2017, multiplicando por el factor de instalación.

2.2.4.2. Costos de mantenimiento y operación

Al tratarse de un reactor de lodos activados, es evidente que provocará un gran costo por consumo energético debido al trabajo de los aireadores, agitadores, bombas. Sin embargo, existirá un costo considerablemente menor al que se está manejado en la actualidad, esta propuesta reducirá la potencia necesaria para tratar aguas residuales.

Por otra parte, los costos de mantenimiento indican los gastos que se consideran en la implementación del proyecto. La manera más sencilla calcular un estimado de mantenimiento, es multiplicar la inversión inicial por un factor que se encuentra en la Tabla 2.5 (Viñán, Janneth; Puente, Mariana; Ávalos, 2018).

Tabla 2.5 Factor de mantenimiento de activos (Viñán, Janneth; Puente, Mariana; Ávalos, 2018).

Bien o Activo	Factor de mantenimiento
Edificios y estructuras de piedra, ladrillo o metal, canales primarios de agua, pozos, estanques de decantación de residuos	2-3%
Edificaciones más livianas de madera, maquinaria pesada, canales secundarios de agua, estanques para peces	4-6%
Maquinaria liviana y equipos en general	7-10%
Equipo electrónico y de laboratorio	12-15%

A pesar de que el proyecto ha sido limitado únicamente al análisis del reactor, los costos por disposición de lodos y relacionados con el mantenimiento, deshidratación y prensado; disminuirían considerablemente al disminuir el tiempo en el que los lodos se mantienen activo (edad del lodo).

2.2.4.3. Flujo de caja y análisis de costos

El análisis financiero considera un flujo de caja incremental para un período de análisis de 10 años. A pesar de no producir algún producto comercializable, se planificó demostrar que el presente proyecto tendrá costos reducidos en comparación de la actual planta de tratamiento de aguas.

CAPÍTULO 3

3. RESULTADOS Y ANÁLISIS

3.1. Resultados de ingeniería conceptual

3.1.1. Afluente residual industrial

3.1.1.1. Caracterización del agua residual

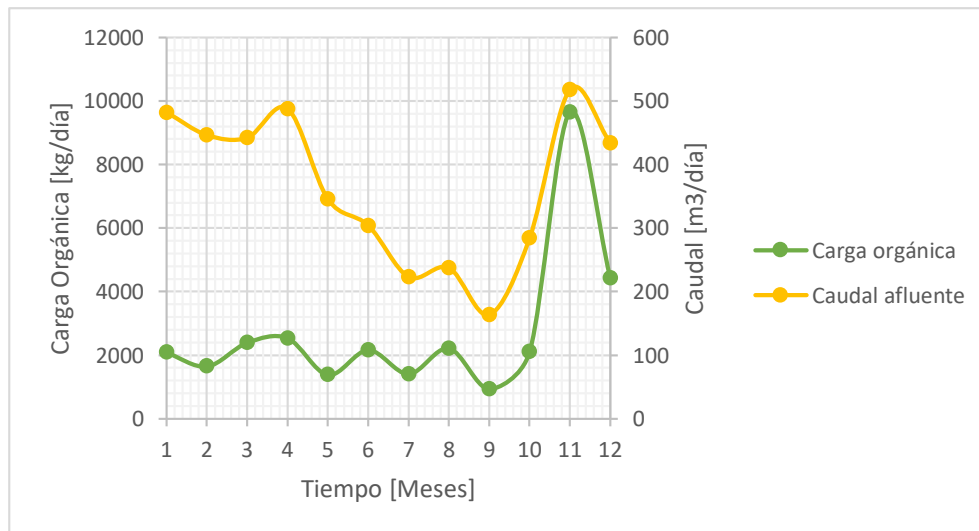
Tabla 3.1 Parámetros relevantes del agua residual (Empresa Cliente, 2018)

Parámetro	Cantidad			Unidad
	Mínimo Anual	Promedio Anual	Máximo Anual	
pH	1.56	9.37	12.61	
Temperatura	25.9	33.4	50.7	°C
Caudal	7	368,47	1164	m ³ /día
DQO	260	2984	16000	mg/L
DBO	369.75	1645.23	6585	mg/L

A partir de la base de datos de la empresa, se analizó los valores del último año (2018). Por medio de un método estadístico se calculó las cantidades límites tanto inferiores como superiores, así como los promedios por cada mes, sin considerar los valores aberrantes, con el fin de estimar los valores máximos, mínimos y promedios del año de cada parámetro relevante para el proyecto.

3.1.1.2. Análisis de base de datos

Gráfica 3.1 Diagrama Carga Orgánica – Caudal – Tiempo



En la Gráfica 3.1 se aprecia un diagrama de carga orgánica y caudal en función del tiempo en meses, las curvas no mantienen una tendencia estable, es decir, el reactor debe de tratar volúmenes de aguas residuales con cantidades variadas. Las representaciones indican que el volumen de entrada al reactor mantiene una relación proporcional respecto a la carga orgánica. Durante los seis primeros meses se puede inferir que, por ser épocas pluviales, el caudal de entrada aumenta por tal razón su carga orgánica tiene una diferencia considerable en comparación a los últimos seis meses que mantiene una relación proporcional.

Tabla 3.2 Comparación de parámetros de diseño vs la situación del último año (2018)

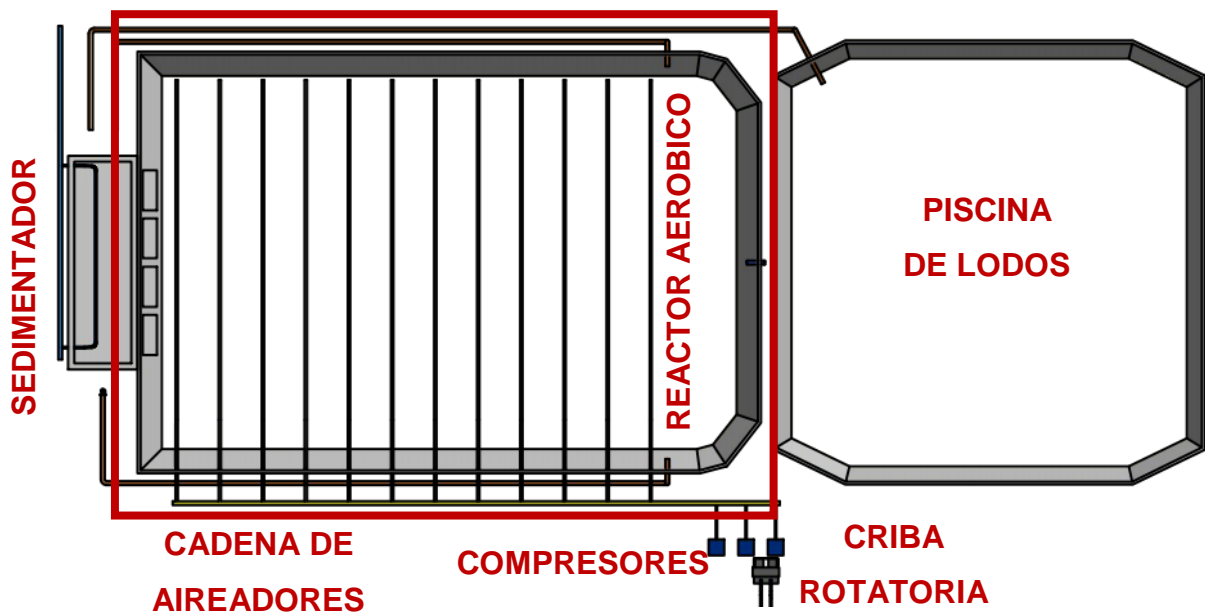
Parámetro	Diseño del Reactor	Situación Real	Unidad
	Cantidad	Cantidad	
Caudal a tratar	1400,00	400,00	m ³ /día
Volumen del reactor	5840,00	5840,00	m ³
TRH	4,17	14.60	días
Profundidad	4,50	4,50	m
Área transversal	1100,00	1100,00	m ²
DBO entrada	1680,00	1570,00	mg/L
DQO entrada	2260,00	2500,00	mg/L
Eficiencia de remoción DBO	98,00	98,00	%
Carga orgánica entrada	23520	557	kg/día
Edad de lodo	20-30	36	días
Carga SST removido	170000	180000	kg/año

En la Tabla 3.2 se aprecia una diferencia significativa comparando la situación real con los parámetros de diseño del reactor. El caudal promedio a tratar, es 4 veces menor al caudal esperado, dando un tiempo de retención de 4 veces mayor al de diseño. El tiempo que debe transcurrir para alcanzar la remoción deseada provoca un excesivo consumo energía de parte de los compresores.

3.1.2. Tamaño del proyecto

Mediante la Gráfica 3.1 se observa las fluctuaciones promedio de caudales y cargas orgánicas de cada mes del último año, dando como resultado variaciones de picos altos y bajos. En conjunto con el análisis realizado de la Tabla 3.2, se infiere que el caudal promedio es considerablemente menor en comparación con el volumen del reactor, por lo que, se propone reducir el volumen del reactor para que el tiempo de residencia sea menor. Consecuentemente, el consumo de energía se reducirá debido a que el oxígeno requerido para tratar el agua residual será inferior.

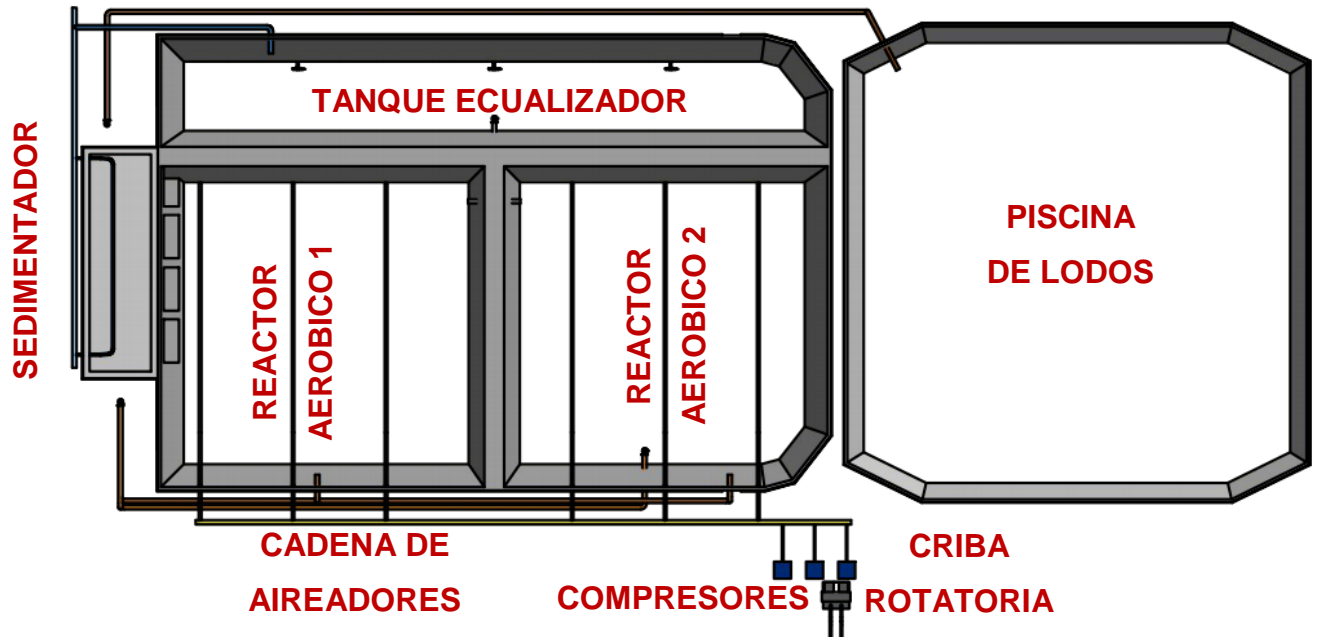
3.1.2.1. Localización del proyecto



Plano 3.1 Distribución de planta actual, vista superior

La descripción del proceso de la planta (Plano 3.1, Apéndice A Figura 4.1 y Apéndice B Plano 4.1) comienza con el bombeo del agua residual hasta una criba rotatoria, donde retendrá sólidos de mayor tamaño. Después el afluente ingresa al reactor aeróbico PFR hasta que la carga orgánica se remueva un 98%, por acción del crecimiento de la biomasa producida por la difusión del aire de los compresores.

Generalmente, el tiempo de residencia del agua residual es de 17 días, luego es enviada a un tanque sedimentador donde la biomasa se acumulará formando lodos. Estos lodos son repartidos en dos corrientes, la mayor parte retornará al reactor y la fracción excedente es enviada a una piscina de lodos, donde recibirán un tratamiento de espesado mecánico para deshidratarlo.



Plano 3.2 Distribución de planta propuesta, vista superior

El proyecto se enfoca en reducir el reactor, en vista de que se encuentra sobredimensionado. Se propone en dividir el reactor en tres secciones (Plano 3.2 Apéndice A Figura 4.2 y Apéndice B Plano 4.2), se implementará un tanque de equalización para mantener un flujo constante, con una carga orgánica menor en comparación al agua caracterizada. Además, considera que dos reactores de mezcla completa que trabajarán en paralelo empleando un número menor de aireadores.

3.2. Resultados de ingeniería básica

3.2.1. Tanque ecualizador

3.2.1.1. Dimensionamiento

Tabla 3.3 Parámetros de salida de agua residual después del pretratamiento

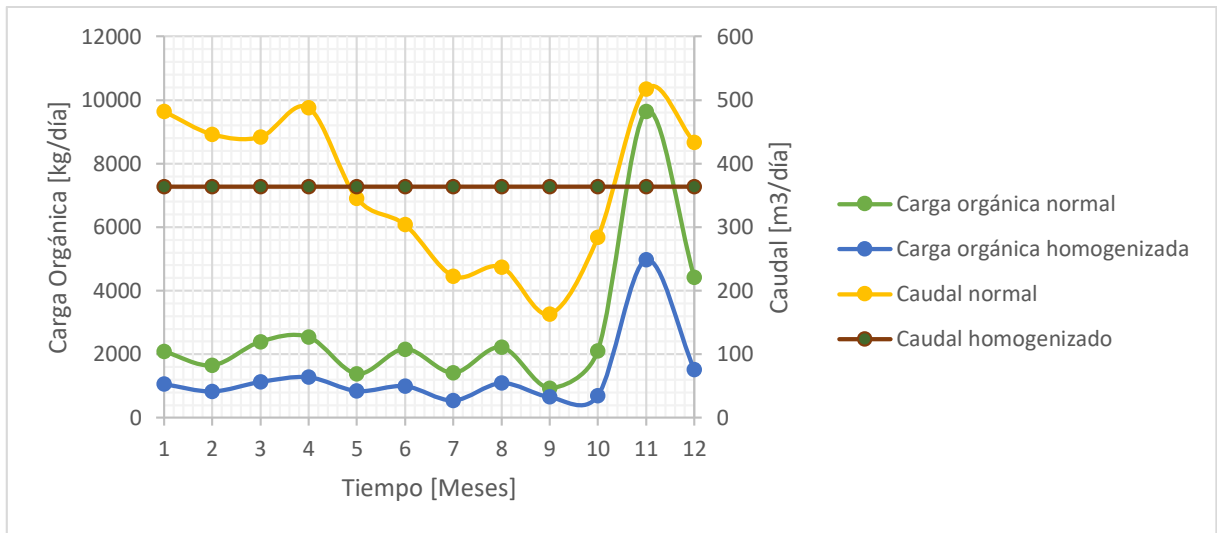
Parámetro	Mínimo Anual	Promedio Anual	Máximo Anual	Unidad
Volumen del tanque	403	1615	3386	m ³
Caudal de salida	164	364	517	m ³ /día
DBO homogenizada	1872	3471	9600	mg/L
Carga orgánica homogenizada	231	839	4009	kg/día

Tabla 3.4 Dimensiones del tanque ecualizador

Parámetro	Cantidad	Unidad
Volumen real	1615,00	m ³
factor de seguridad	10,00	%
Volumen diseño	1776,00	m ³
Altura	4,50	m
Área transversal	395,00	m ²
Caudal de salida	400,00	m ³ /día
DBO homogenizado	3000,00	mg/L
DQO homogenizado	5000,00	mg/L
SST homogenizado	600,00	mg/L
TRH	4,44	días

En la Tabla 3.3 se muestran valores estimados del agua residual a la salida del tanque ecualizador. Los cálculos del diseño del tanque se encuentran descrito en el Apéndice D Tanque Ecualizador. Para el dimensionamiento se escoge el volumen promedio como volumen real del tanque, se multiplica por un factor de seguridad del 10%, quedando los parámetros de diseño planteados en la Tabla 3.4.

Gráfica 3.2 Diagrama Carga Orgánica – Caudal – Tiempo homogenizado

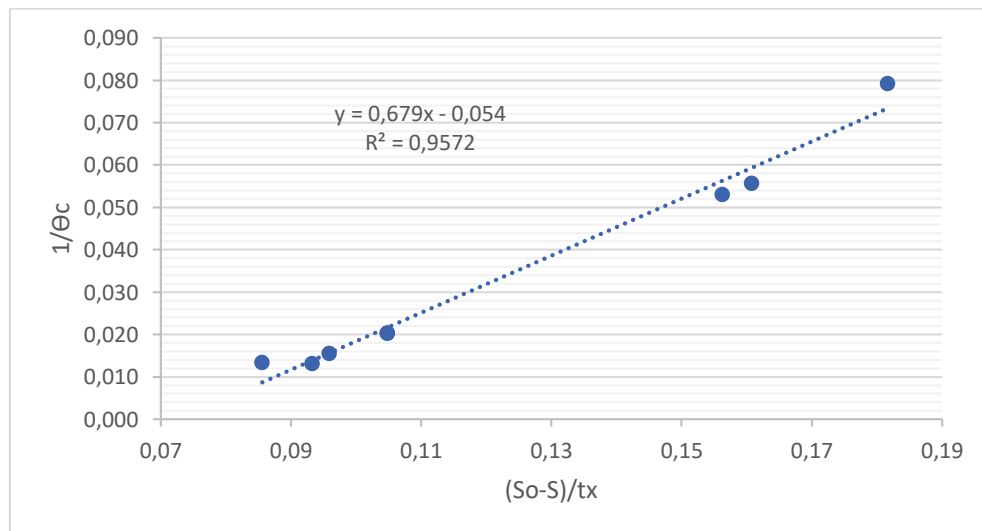


En la Gráfica 3.2 se observan curvas referentes a la carga orgánica y al caudal de entrada al reactor, las cuales se representan con picos altos y bajos. Comparando la situación actual, con la esperada implementando un tanque ecualizador, se logra apreciar varias diferencias significativas; tales como: el flujo constante y disminución de la concentración de DBO, menor tiempo de retención en el reactor.

3.2.2. Diseño del Reactor

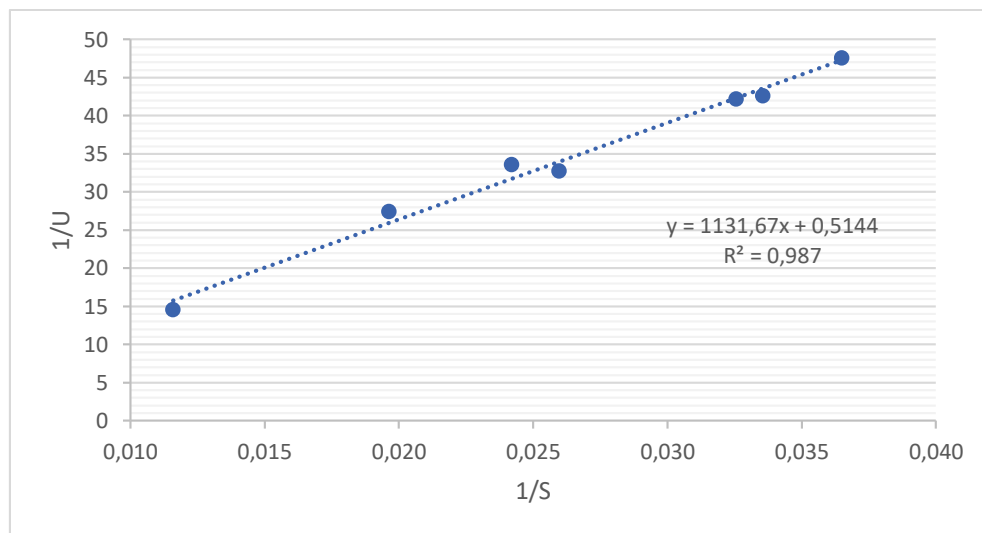
3.2.2.1. Cinéticas de reacción

Gráfica 3.3 Gráfica cinética ecuación de Eckenfelder



Estas aguas residuales industriales siguen el primer orden de reacción, por este motivo el modelo de Eckenfelder (ecuación 1.15) fue escogido en conjunto con otras consideraciones para estimar las constantes Y y K_d , siendo la variable independiente $\left[\frac{S_0 - S}{tx} \right]$ y la variable dependiente $\frac{1}{\theta_c}$. Relacionando la ecuación de la recta con el modelo de Eckenfelder, los resultados que proporciona la Gráfica 3.3 dan como resultado una pendiente Y de 0.679 y un intercepto K_d de 0.056.

Gráfica 3.4 Gráfica cinética ecuación de Monod modificada linealizada



La ecuación de Monod modificada y linealizada (ecuación 1.10) se grafica teniendo una recta, como se muestra en la Gráfica 3.4. Relacionando la ecuación de la recta con el modelo de Monod modificada, se despejan las constantes μ_{max} y K_s , dando los valores de 1.19 y 2200, respectivamente.

3.2.2.2. Dimensionamiento del Reactor

Tabla 3.5 Dimensiones del reactor de lodos activados propuesto

Parámetro	Cantidad	Unidad
Caudal a tratar	400,00	m ³ /día
Volumen del reactor	1448,34	m ³
Factor de seguridad	10,00	%
Volumen de diseño	1593,00	m ³
Numero de reactores	2,00	
TRH	7,24	días
Profundidad	4,50	m
Área transversal	321,85	m ²
DBO entrada	3000,00	mg/L
DQO entrada	5000,00	mg/L
SST entrada	600,00	mg/L
Eficiencia de remoción DBO	97,00	%
Producción de lodos	5083,60	kg/día
Edad de lodos	18,50	días

Utilizando las ecuaciones de diseño encontradas en la sección 1.4.5.3, junto a las constantes cinéticas que se mostraron en la sección anterior, se dimensionó el reactor de lodos activados con un volumen de 3186.36 m³. Considerando que se implementarán 2 reactores trabajando en paralelo, darán un volumen de 1593.00 m³ para cada reactor.

3.2.2.3. Producción de lodos

Tabla 3.6 Producción de lodos en el reactor propuesto

Parámetro	Cantidad	Unidad
Caudal de entrada	400,00	m ³ /día
Edad de lodo	18,50	días
SST entrada	600,00	mg/L
Razón de recirculado	1,40	
Caudal de recirculación	560,00	m ³ /día
SST salida	5045,42	mg/L
Producción de lodos	5083,60	kg/día
Caudal en exceso	585,58	m ³ /día
Caudal de purga	25,584	m ³ /día

Mediante las ecuaciones de balance de materia de biomasa, y las ecuaciones cinéticas, se estimaron los resultados referentes a la generación de lodos, equivalentes a 5.08 toneladas diarias. Sin embargo, la mayor parte de esta producción retornará al reactor con un caudal de 585.58 m³/día, mientras que 25.58 m³/día se dirigirá a la piscina de lodos para un posterior tratamiento.

3.2.3. Simulación

3.2.3.1. SIMULINK – MATLAB

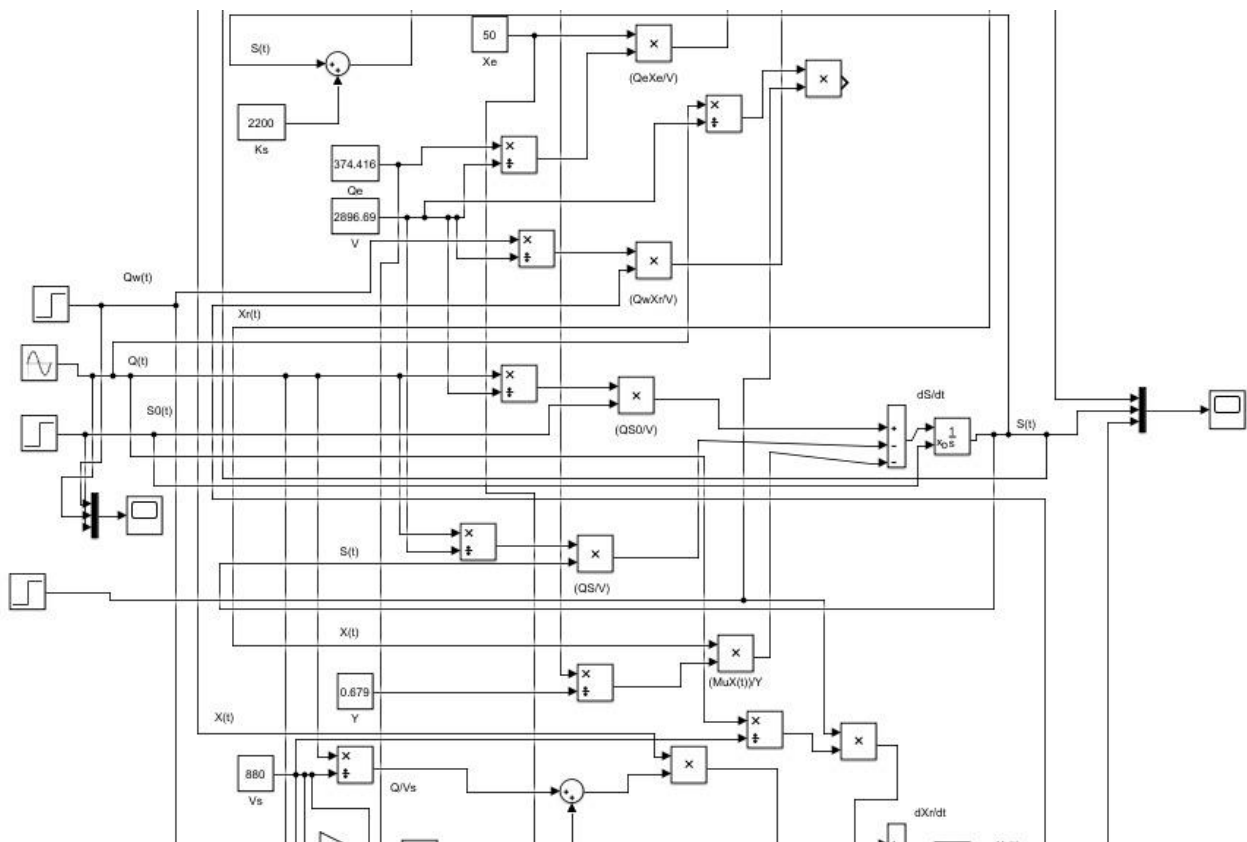
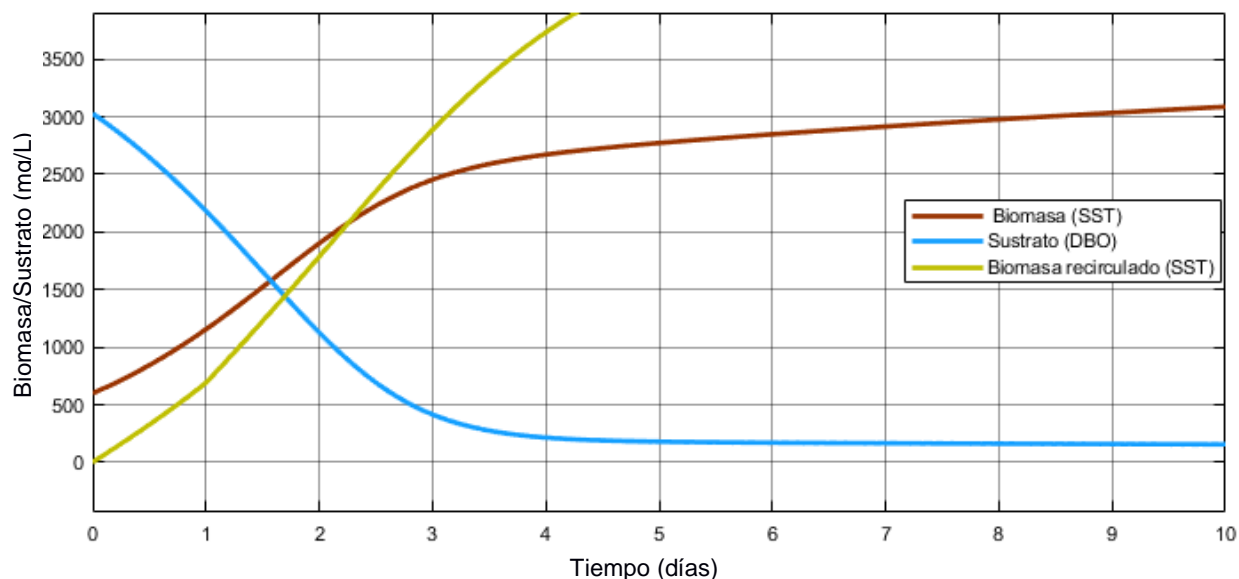


Figura 3.1 Modelo dinámico de la planta propuesta desarrollado en Simulink

La simulación se realizó en el software Simulink, un subprograma de Matlab, que trabaja con programación orientada a bloques, tal como se muestra en la Figura 3.1.

La programación cuenta con la representación gráfica es un modelado que consideran tres ecuaciones diferenciales, las mismas, que son: 1) balances de materia del proceso; 2) balance de sustrato y biomasa; 3) lodo recirculado.

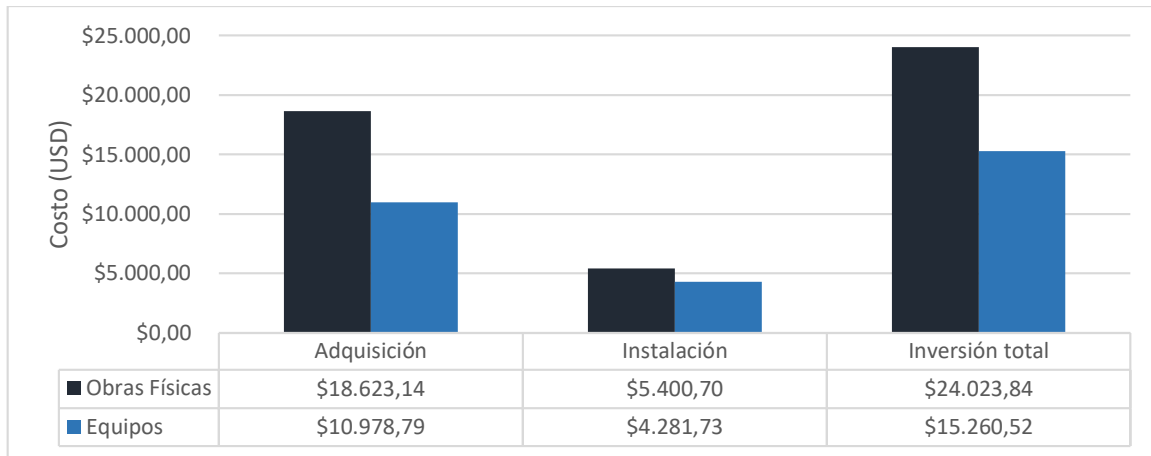


Gráfica 3.5 Resultados de la simulación dinámica

Las tres curvas que se muestran en la Gráfica 3.5 son la representación gráfica de las soluciones de las ecuaciones diferenciales del balance de masa. La intersección entre las curvas de biomasa (color amarillo) y sustrato (color azul) indican el tiempo de estabilización, equivalente a 1.7 días, para que el proceso logre al estado estacionario, cumpliendo con los límites estandarizados por la legislación como lo demanda el Texto Unificado de Legislación Secundaria de Medio Ambiente (TULSMA) Libro VI Anexo 1. Por el lado del sustrato se llega a reducir la demanda bioquímica a aproximadamente 80 mg/L , lo que se encuentra dentro de la norma, Por otro lado, la biomasa alcanza un equivalente a 3050 mg/L .

3.2.4. Estimación de costos

3.2.4.1. Costos de inversión



Gráfica 3.6 Estimación de costo de inversión del proyecto

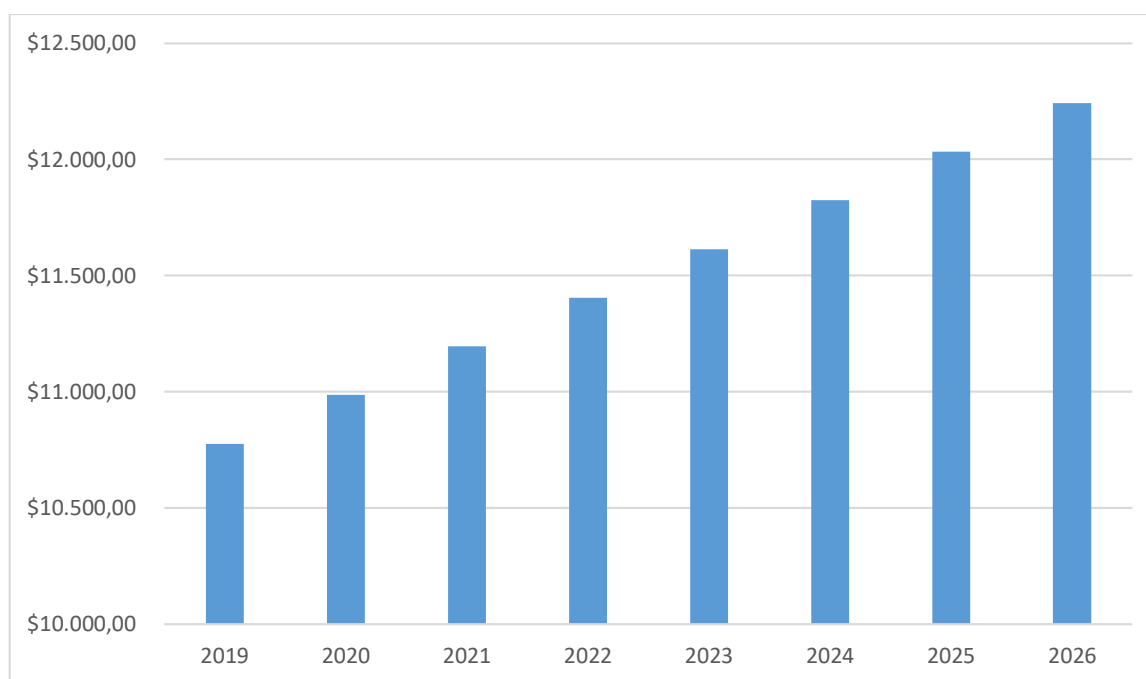
Los costos de inversión de los materiales de construcción se muestran con más detalles en el Apéndice E Tabla 4.2, los mismos, que servirán para la implementación de tres divisiones que tendrá el reactor actual, dando un valor de \$18.623,14. Adicionalmente, se debe de considerar el costo de instalación de edificaciones según la Tabla 2.4, es decir, el valor final antes mencionado se multiplica por el factor 0,29 para procesamiento de sólidos y líquidos, dando una cantidad final de \$24.023,84, como se muestra en la Gráfica 3.6.

Otro costo de inversión que se considera en este proyecto, es la implementación de tres agitadores con el fin de que el tanque equalizador pueda garantizar la homogenización de la carga orgánica. En el Apéndice E Tabla 4.3 se estimó el costo de importación de la unidad auxiliar, considerando el precio de transporte y otros impuestos hasta que llegue a la empresa, dando un valor de \$5.400,70. Adicionalmente, se debe de aumentar el costo de instalación, es decir, el valor final antes mencionada se multiplica por el factor 0,39, según la Tabla 2.4 para procesamiento de sólidos y líquidos, equivalente a una cantidad final de \$15.260,52, como se muestra reflejada en la Gráfica 3.6.

Bajo las consideraciones de reutilizar equipos como bombas y compresores para la implementación de este proyecto, se estima el valor de \$39.284,36 como inversión total.

3.2.4.2. Costo de mantenimiento y operación

El costo de mantenimiento se enfoca solo los equipos adquiridos, es decir, los tres agitadores. El valor inicial de compra se multiplica por el factor de mantenimiento 0.15, según la Tabla 2.5, dando un valor de \$427,50 por año.



Gráfica 3.7 Proyección del costo energético de los agitadores

El costo de operación indica el valor monetario por cantidad de energía requerida, por lo que se necesitó representar de manera gráfica (Apéndice E Gráfica 4.14) que sigue una tendencia lineal del precio de la energía con respecto a los últimos 20 años. La potencia por cada agitador mecánico es de 5kW, dando un total de consumo energético por año de 115200kW.

Mediante la ecuación de la recta, se proyectó el costo energético para un periodo de estudio de 10 años, con el fin de estimar el valor monetario que consumiría los agitadores mecánicos durante el proyecto, como se muestra en el Gráfica 3.7.

3.2.4.3. *Flujo de caja y análisis de costo*

La validación económica del proyecto, se analizó mediante el flujo de caja incremental, con el fin de conocer el periodo en que se recupera la inversión. En este proyecto, no se comercializa producto alguno, por lo que el único ingreso sería el ahorro energético por la implementación de la propuesta. El proyecto es rentable, analizando para un periodo de 10 años, como se aprecia en el flujo de caja presentado en el Apéndice E, Figura 4.6. Los resultados del análisis financiero indicaron un VAN de \$76.267,97, un TIR de 36% y un PRI de 2,86 años. Estos resultados, indican que el proyecto es rentable, la inversión de equipos y reconstrucción del reactor se recuperarán en 2 años con 10 meses desde que inicie el proyecto. En otras palabras, la implementación de la propuesta garantizará una remoción eficaz de la carga orgánica en un tiempo menor, y así una reducción considerable del costo energético.

CAPÍTULO 4

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Conclusiones

Se realizaron comparaciones entre distintos tipos de reactores existentes, tomando en cuenta la caracterización del afluente, condiciones de operación y alcanzar el propósito de optimizar la planta en costos energéticos. El más adecuado para lograr los fines propuestos es el reactor de mezcla completa (CSTR) por aeración extendida que reemplazaría al reactor actual de flujo pistón.

El afluente fue caracterizado haciendo uso de la base de datos histórico del año 2018, en parámetros y variables tales como: Demanda química de oxígeno, caudal, sólidos suspendidos totales, pH y temperatura. Estos datos fueron la base para definir la situación actual de la planta, así como modelar la cinética del actual reactor en base a las ecuaciones de diseño planteadas en el Marco Teórico.

Se logra estabilizar el caudal de entrada al reactor a 400 m^3 y homogenizar el DBO de entrada a 3000 mg/L , condiciones necesarias para que el reactor opere en estado estacionario. Adicional esto se buscó que la calidad del efluente del agua tratada esté de acuerdo a los estándares de sólidos suspendidos totales (SST) y demanda bioquímica de oxígeno que establece el Texto Unificado de Legislación Secundaria de Medio Ambiente (TULSMA).

Por otro lado, como producto del rediseño del reactor de lodos activados por aeración extendida, el espacio sobredimensionado actual es aprovechado,

realizándose subdivisiones dentro del mismo, con la finalidad de utilizarlo como tanque ecualizador. Asimismo, se modifica el tipo de operación de la planta al establecer 2 reactores CSTR de menor volumen, de esta manera se minimiza costos de inversión.

Se estableció un volumen total requerido, para los 2 reactores CSTR, de $3200 m^3$; valor que incluye un factor de seguridad del 10%. Lográndose de esta manera reducir un 45,7% del tamaño original, y en 47,2% la edad del lodo (19 días). Con las variables mencionadas se calculó un TRH de 7,24 días, lo que representa una disminución del 50% en tiempo de residencia. Finalmente, el reactor provee un agua tratada con $50 mgSST/L$ y $90mgDBO/L$.

Adicionalmente, se consideró una concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV) equivalente a $3027mgSSV/L$ en el reactor; en comparación con el promedio actual, este aumentó un 33%. No obstante, este número es considerablemente reducido, tomando en cuenta la carga de lodos removidos. En este punto el reactor propuesto genera alrededor de $221,28 kg/día$, aproximadamente 55% menos de lo liberado en el 2018.

Esto indicaría, en primera instancia, que parte de esta carga no era aprovechada como recirculado de SST para que el sistema encuentre su estado estacionario o que la necesidad de recirculado de SST que tenía el reactor para que se mantenga funcionando era baja debido a que existía una continua acumulación de biomasa, por lo que el sistema no funciona en estado estacionario.

La eficiencia de remoción mejoró, obteniéndose una reducción del 1% de DBO, consecuentemente el consumo energético que se emplea en los compresores para la difusión aire se ha reducido un 39,22%. Sin embargo, a este ahorro hay que sustraer la energía necesaria para los agitadores proyectados en el tanque ecualizador. Resultando en un ahorro energético del 14,05%.

El modelado propuesto proyecta una remoción de sustrato del 97,3%, para las condiciones de operación planteadas. El valor de DBO en estado estacionario alcanzado se encuentra por debajo del límite permitido por el Texto Unificado de Legislación Secundaria de Medio Ambiente (TULSMA), equivalente a 80mg/L .

Este proyecto considera costos de inversión para las adecuaciones en obras civiles requeridas además de la adquisición e instalación de 3 agitadores mecánicos necesarios para el tanque ecualizador, aproximadamente \$39284,90.

El análisis económico proyectado para un período de 10 años, en un valor actual neto de \$76267,97; con una tasa interna de retorno equivalente al 36%. Lo que resulta un período aproximado de dos años y 10 meses, para la recuperación de la inversión, por lo que se concluye que el proyecto es rentable.

4.2. Recomendaciones

Establecer las constantes cinéticas del modelo por medio de experimentación, en lugar de usar la base de datos históricos de la empresa cliente. Con el fin de tener una perspectiva más realista en el momento de aplicar los balances de materia: sustrato y biomasa.

Contratar un operador adicional para aliviar la carga laboral de la planta de tratamiento de aguas y llevar un control de 24 horas de la misma.

Cambiar los puntos donde de toma muestras para mayor control del reactor, de igual manera controlar periódicamente los sólidos suspendidos volátiles, sólidos suspendidos totales y nutrientes que ingresan al reactor.

Instalación de un toma-muestra en la entrada y salida del reactor para facilitar la caracterización del afluente y efluente respectivamente.

Reducir el espacio de la piscina empleado para almacenar el lodo por exceso generado, y considerar el mismo como expansión y posible ubicación del tanque ecualizador propuesto.

Implementar algún proyecto de generación de biocarbón o biogás a partir de los lodos generados por exceso en el sistema, de tal manera se generaría un valor agregado a los mismos, llevando a la empresa hacia una economía circular.

Implementar un caudalímetro en la salida del efluente para la facilidad de generación de futuros análisis y llevar un control de balances de sustrato y biomasa en la planta, de tal manera se garantiza el estado estacionario y la no acumulación de biomasa o sustrato en el mismo.

BIBLIOGRAFÍA

- Chain, N. (2011). *PROYECTOS DE INVERSIÓN Formulación y Evaluación* (Segunda Ed). Retrieved from www.FreeLibros.me
- ChartsBin. (2011). *Bebida alcohólica más consumida por país*. Equipo recolector de estadísticas.
- Chaparro, U., Navarrete, P., Albert, E., & Mora, V. (2003). *Ciencia e Ingeniería Neogranadina*. Retrieved from <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=91101301>
- Corona, F. (2006). INGENIERÍA CONCEPTUAL, BÁSICA Y DE DETALLE - Ingeniería Química. Retrieved July 4, 2019, from <http://www.ingenieriaquimica.net/noticias/155-ingenieria-conceptual-basica-y-de-detalle>
- Cortacans Torre, J. A. (2014). *Fangos activos: Eliminación biológica de nutrientes*. Madrid: Garceta Grupo editorial.
- Empresa Cliente. (Enero - Diciembre de 2018). Base de datos. Guayaquil, Guayas, Ecuador.
- Gonzalez, L. (2007). *Estudio comparativo de un proceso biologico convencional y un proceso mediante biomembranas para el tratamiento de aguas residuales urbanas*. Retrieved from <https://rodin.uca.es/xmlui/bitstream/handle/10498/6556/33727259.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- LIPATA - UNAM, G.-U. (n.d.). *Manual técnico sobre tecnologías biológicas aerobias aplicadas al tratamiento de aguas residuales industriales*.
- Loayza Proaño, Sergio Ricardo; Campoverde Pineda, L. E. (2015). *Determinación de los coeficientes cinéticos de oxígeno y producción de biomasa para el tratamiento de las aguas residuales de la descarga del batán por el proceso de lodos activados*. Quito.
- Molina, A., Pozo, M., & Serrano, J. (2018). *Agua, saneamiento e higiene: Medición de los ODS en Ecuador*. Retrieved from www.ecuadorencifras.gob.ec
- OCDE. (2012). *Mejores Políticas para un Desarrollo Incluyente*. Retrieved from [https://www.oecd.org/mexico/Mexico 2012 FINALES SEP eBook.pdf](https://www.oecd.org/mexico/Mexico%202012%20FINALES%20SEP%20eBook.pdf)
- Perry, R. (2001). Manual del Ingeniero Químico. Retrieved July 11, 2019, from McGRAW-HILL website: <https://es.slideshare.net/josejuanrochalopez1/manual-del-ingeniero->

quimico-perry-tomos-16

- Ramirez, E. (n.d.). *Fundamentos del proceso de lodos activados*. Retrieved from <http://documentacion.ideam.gov.co/openbiblio/bvirtual/018834/MEMORIAS2004/Capitulo11/Fundamentosdelprocesodelodosactivados.pdf>
- Rodríguez Fernández-Alba, A., Letón, P., Roberto, G., García, R., Dorado, M., Susana, V., ... Sanz García, J. M. (2006). *Tratamientos avanzados de aguas residuales industriales*. Retrieved from www.madrimasd.org
- Sperling, M. von. (2007a). *Activated Sludge and Aerobic Biofilm Reactors*. Retrieved from <https://www.iwapublishing.com/sites/default/files/ebooks/9781780402123.pdf>
- Sperling, M. von. (2007b). *Basic principles of wastewater treatment*.
- Tchobanoglous, G., Burton, F. L. (Franklin L., & Metcalf & Eddy. (1991). *Wastewater engineering : treatment, disposal, and reuse*. McGraw-Hill.
- TULSMA. (2015). *NORMA DE CALIDAD AMBIENTAL Y DE DESCARGA DE EFLUENTES : RECURSO AGUA*.
- Viñán, Janneth; Puente, Mariana; Ávalos, J. C. J. (2018). *PROYECTOS DE INVERSIÓN: UN ENFOQUE PRÁCTICO*. Riobamba.
- Von Sperling, M. (2007a). *Activated Sludge and Aerobic Biofilm Reactors*. Retrieved from <https://www.iwapublishing.com/sites/default/files/ebooks/9781780402123.pdf>
- Von Sperling, M. (2007b). *Basic principles of wastewater treatment*.

APÉNDICES

APÉNDICE A LÍMITES DE DESCARGA A UN CUERPO DE AGUA MARINA (TULSMA, 2015)

Parámetros	Expresado como	Unidad	Límite máximo permisible
Aceite y grasas		mg/L	0,3
Arsénico total	As	mg/L	0,5
Alkil mercurio		mg/L	No detectable
Aluminio	Al	mg/L	5,0
Bario	Ba	mg/L	5,0
Cadmio	Cd	mg/L	0,2
Cianuro total	CN ⁻	mg/L	0,2
Cobre	Cu	mg/L	1,0
Cobalto	Co	mg/L	0,5
Coliformes Fecales	bmp/100ml		Remoción > al 99,9%
Color real	Color real	unidades de color	Inapreciable en dilución: 1/20
Cromo hexavalente	Cr ⁺⁶	mg/L	0,5
Compuestos fenólicos	Expresado como fenol	mg/L	0,2
Demanda Bioquímica de Oxígeno (5 días)	DBO ₅	mg/L	100
Demanda Química de Oxígeno	DQO	mg/L	250
Fósforo Total	P	mg/L	10
Fluoruros	F	mg/L	5,0
Hidrocarburos Totales de Petróleo	TPH	mg/L	20,0
Materia flotante	Visible		Ausencia
Mercurio total	Hg	mg/L	0,01
Níquel	Ni	mg/L	2,0
Nitrógeno Total kjedahl	N	mg/L	40
Plata	Ag	mg/L	0,1
Plomo	Pb	mg/L	0,5
Potencial de hidrógeno	pH		6-9
Selenio	Se	mg/L	0,2
Sólidos suspendidos totales	SST	mg/L	100
Sulfuros	S	mg/L	0,5
Organoclorados totales	Concentración de organoclorados totales	mg/L	0,05

APÉNDICE B. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS

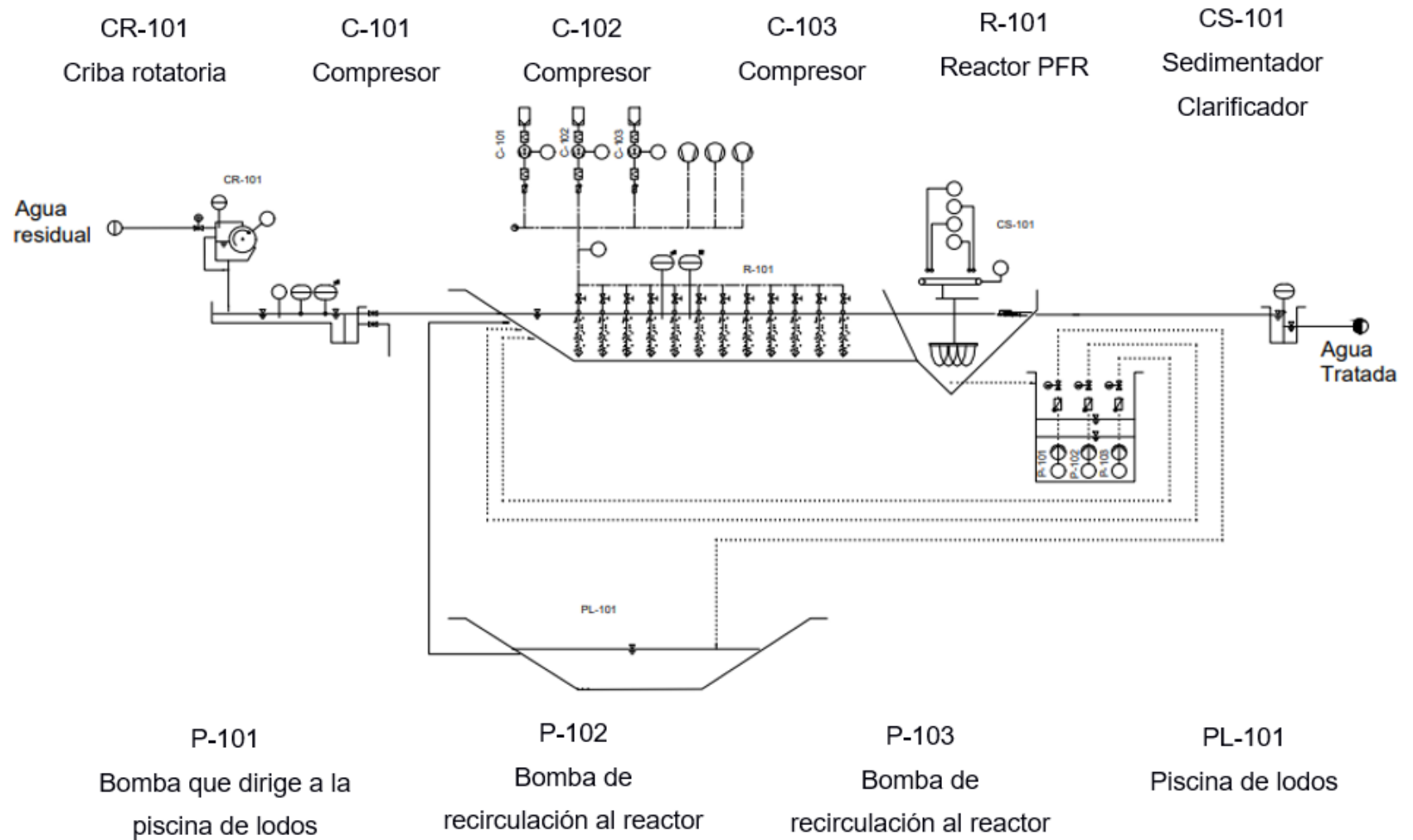


Figura 4.1 Diagrama de flujo de procesos de la planta actual

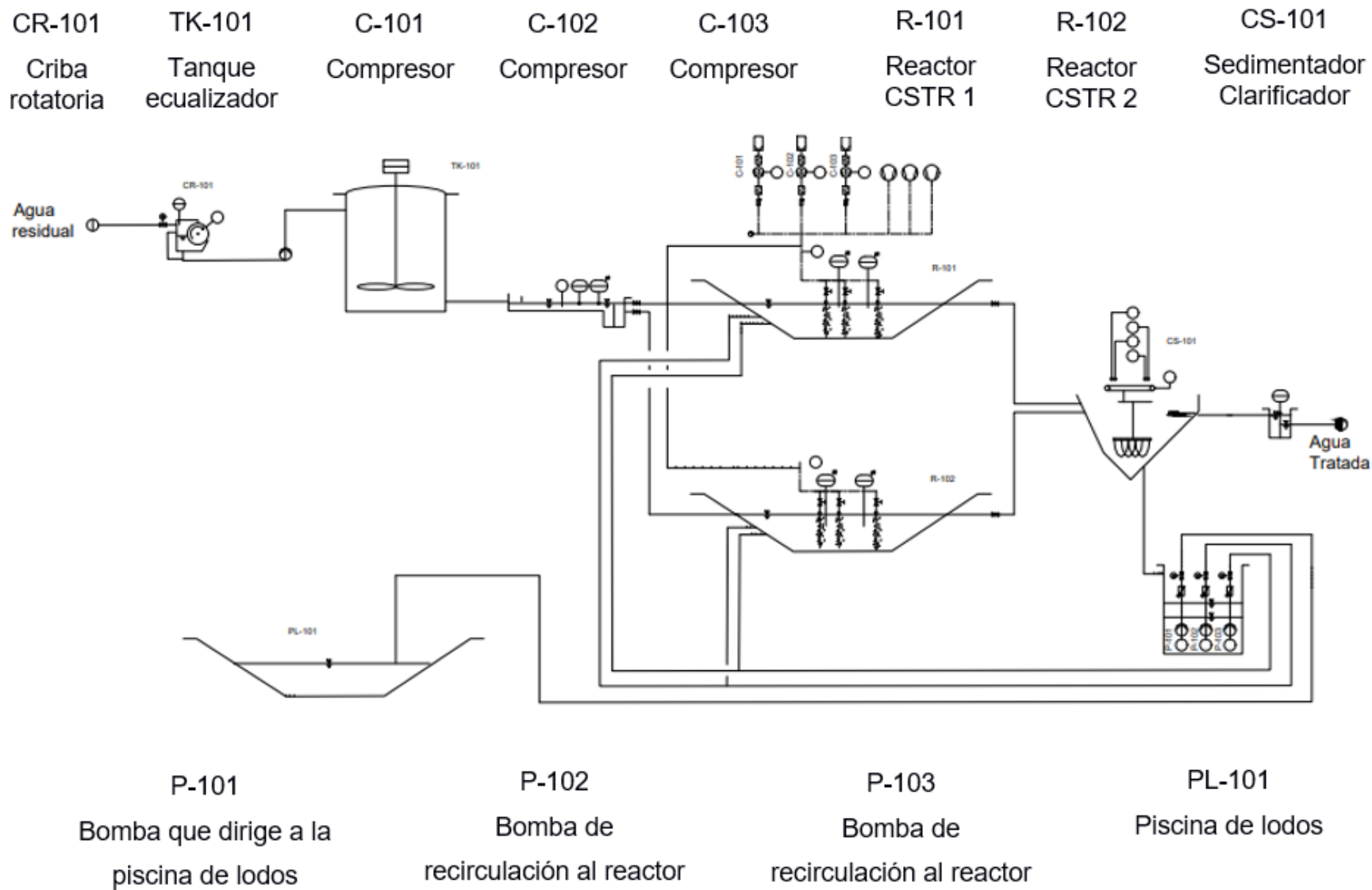
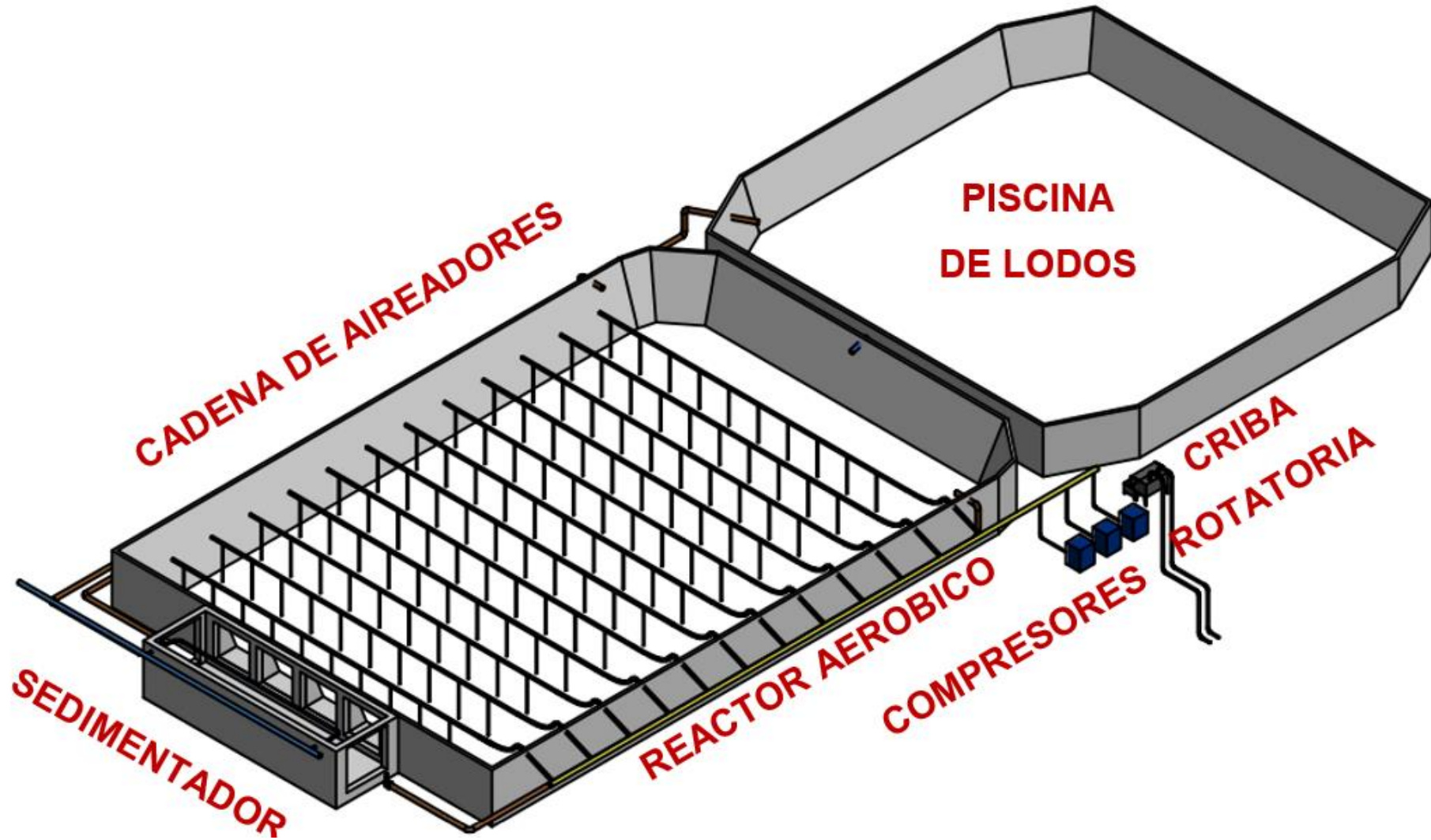
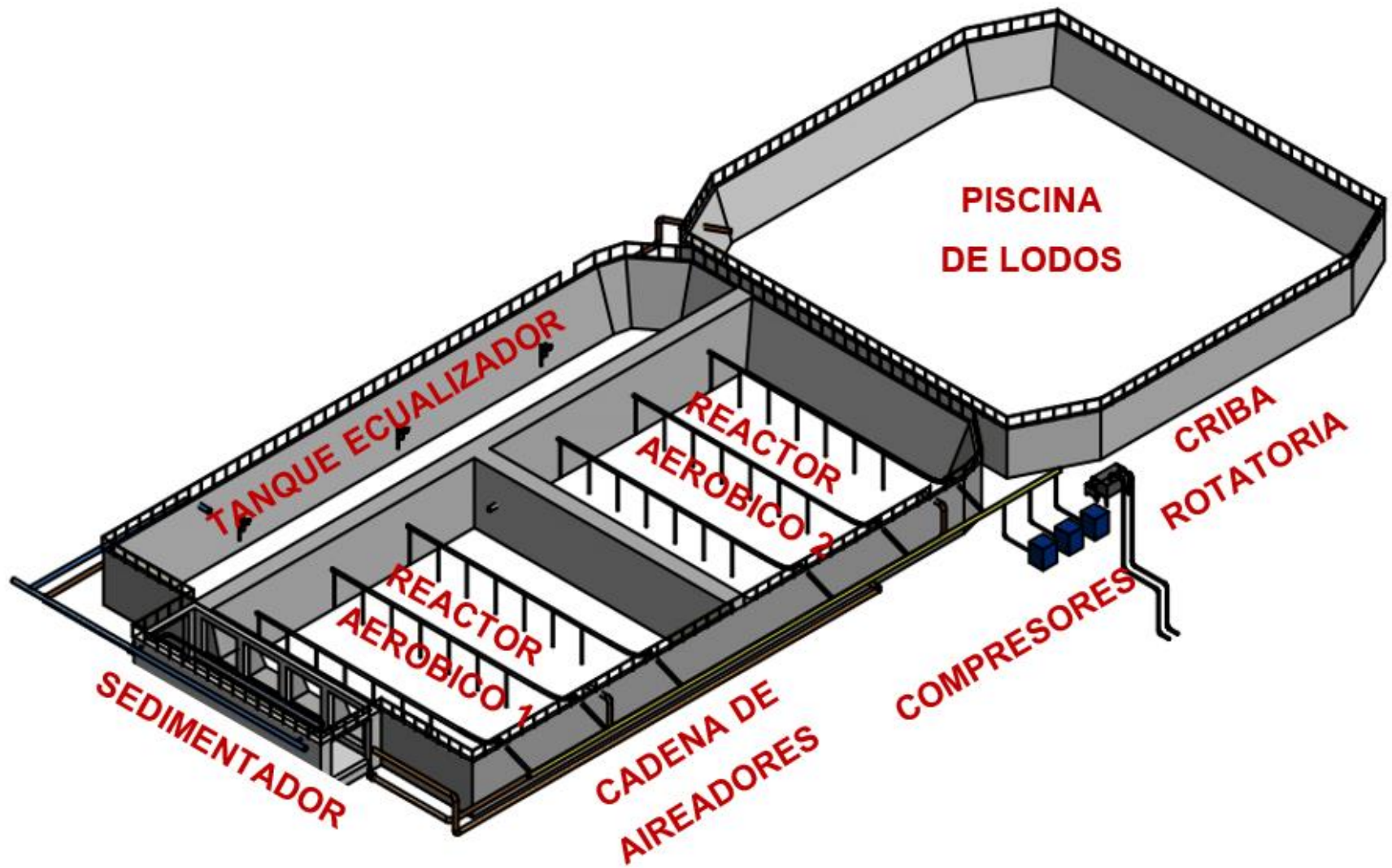


Figura 4.2 Diagrama de flujo de procesos de la planta propuesta

APÉNDICE C. DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA



Plano 4.1 Distribución de planta actual, vista lateral superior

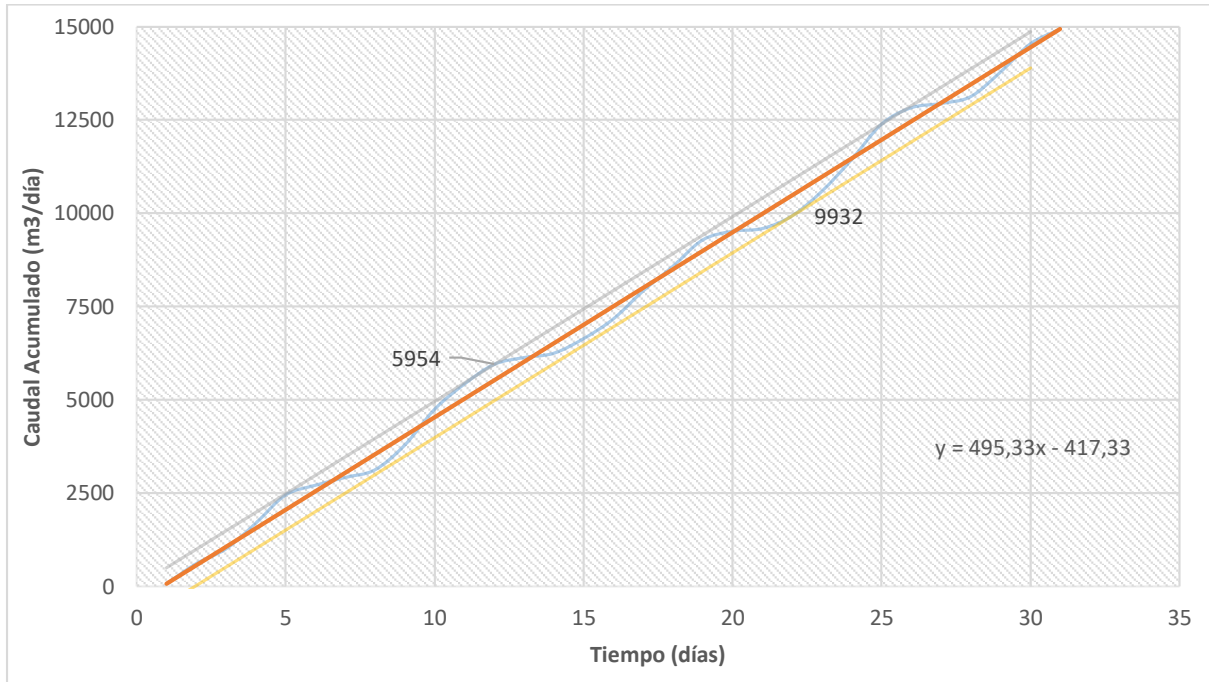


Plano 4.2 Distribución de planta propuesta, vista lateral superior

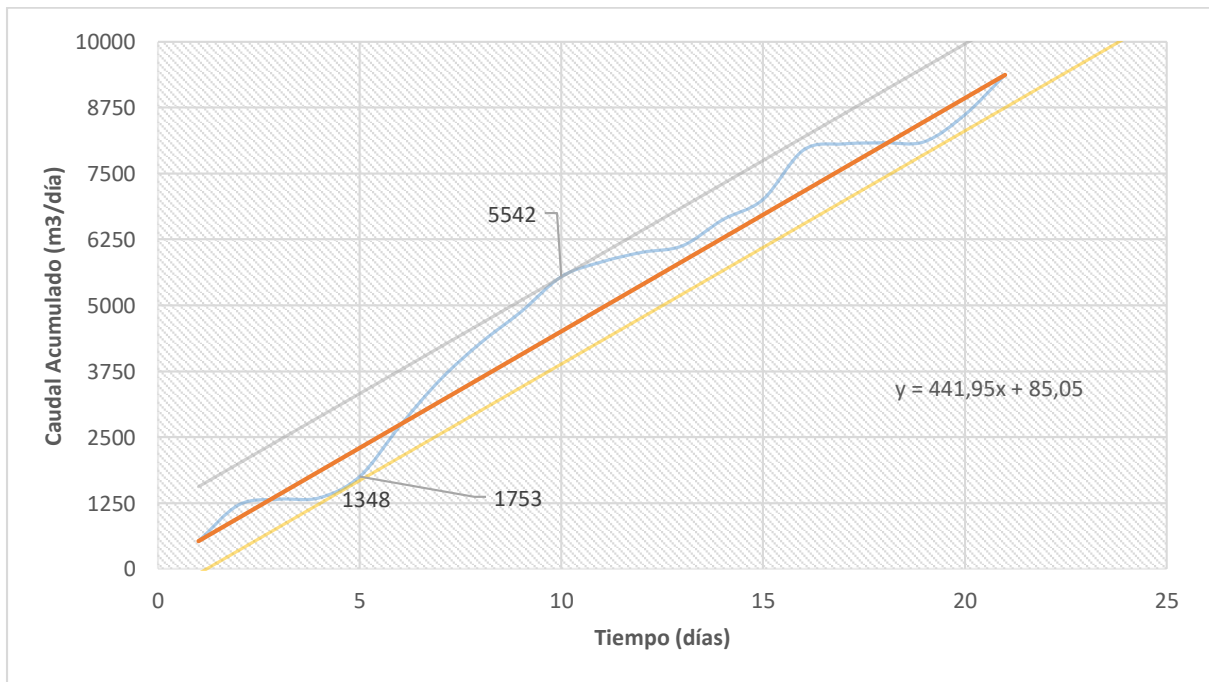
APÉNDICE D. CÁLCULOS

D 1.TANQUE ECUALIZADOR

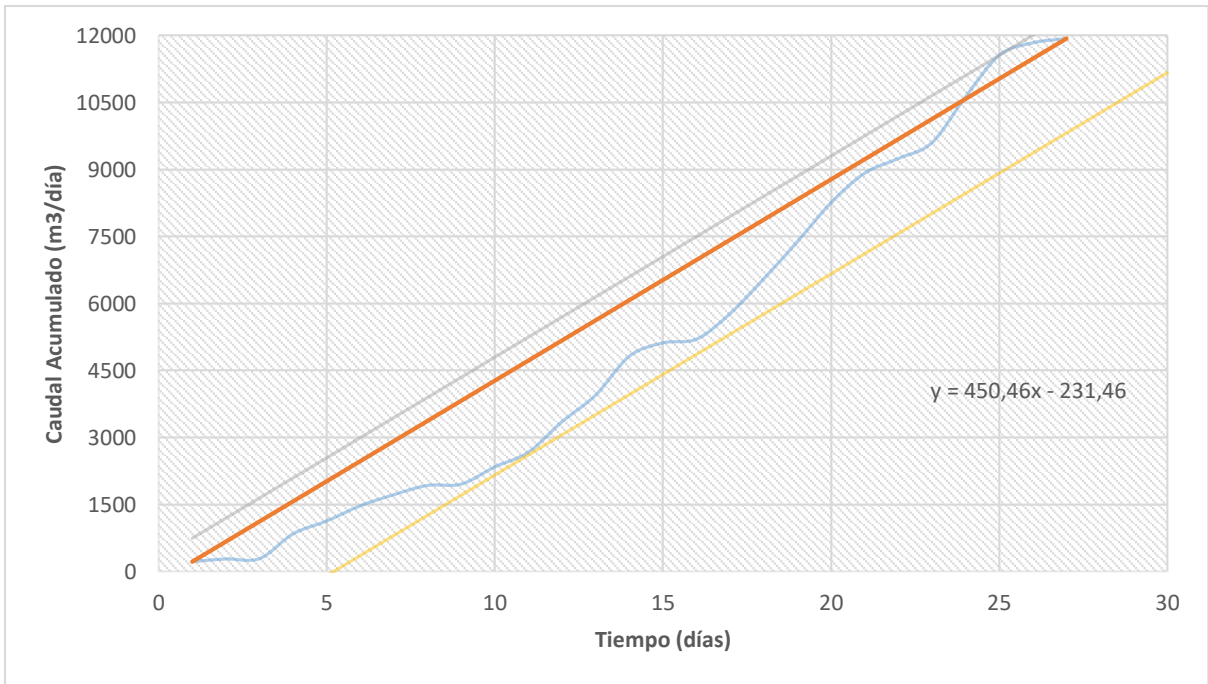
A partir de la base de datos, se grafica caudal acumulado por cada día del mes, con el fin de obtener el volumen del tanque por mes (Tabla 4.1).



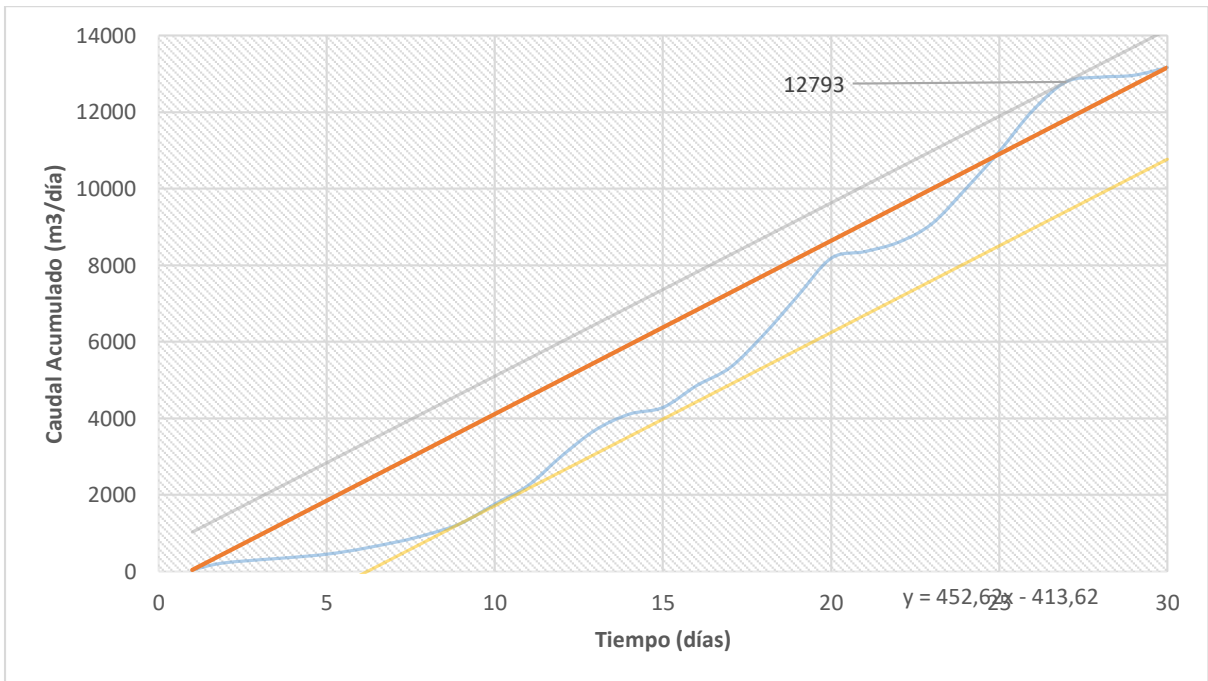
Gráfica 4.1 Volumen Acumulado Mes: Enero



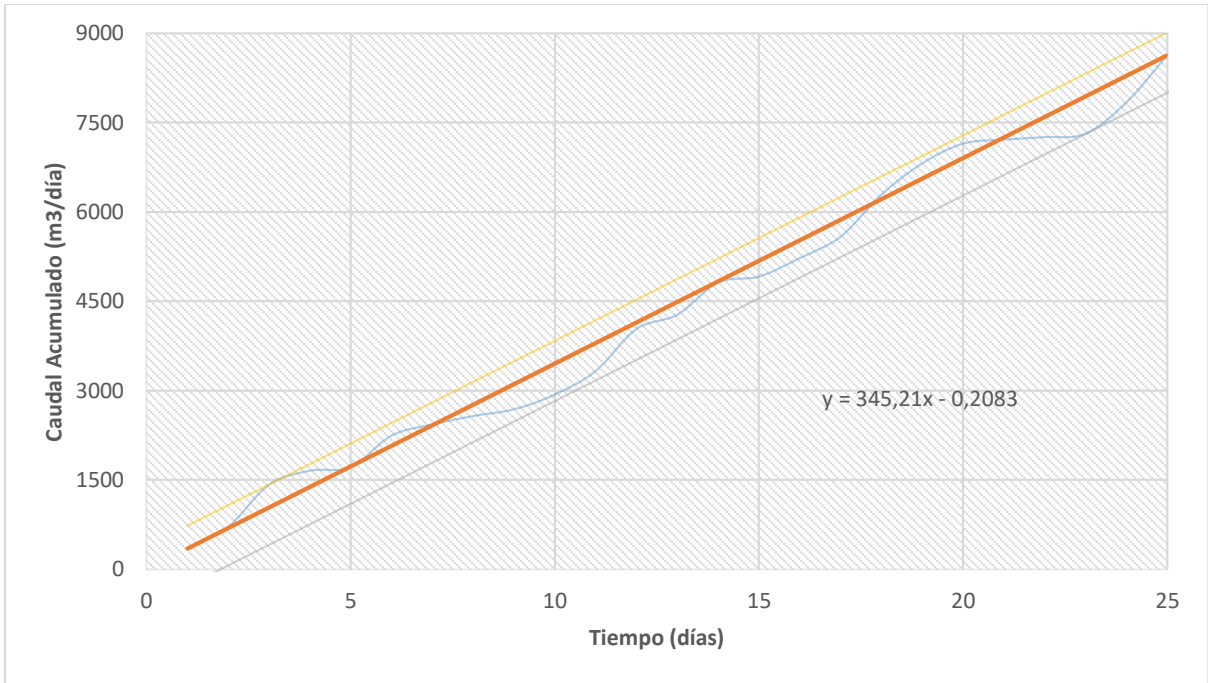
Gráfica 4.2 Volumen Acumulado Mes: Febrero



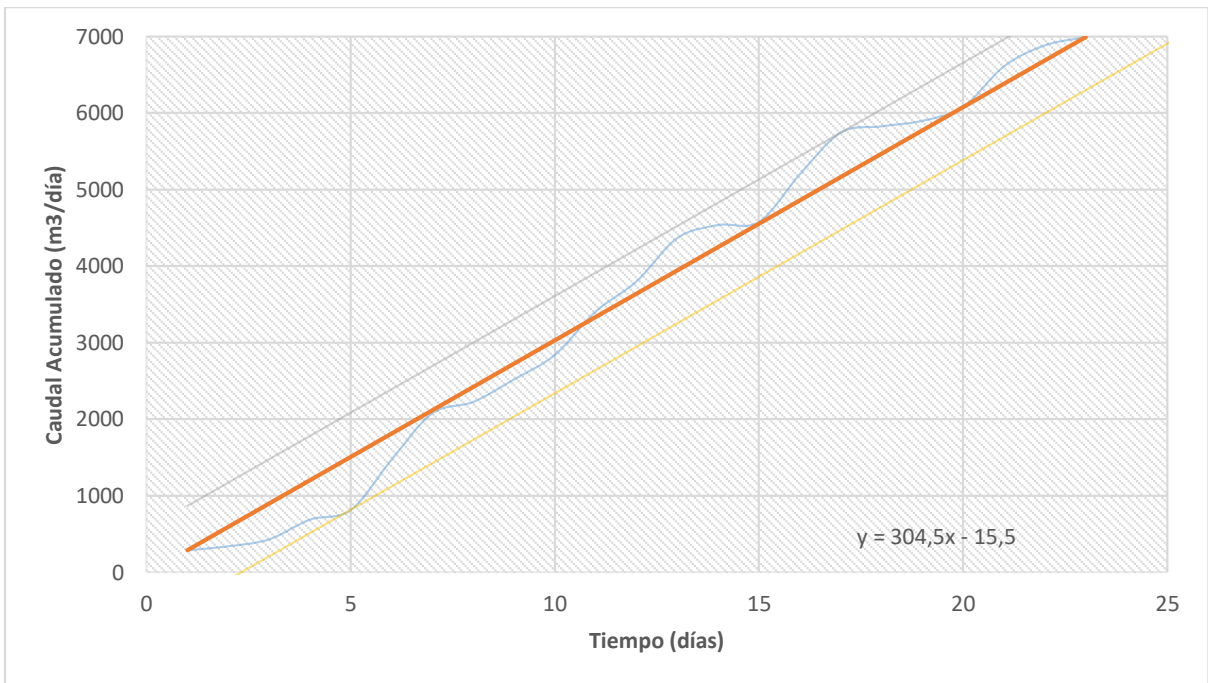
Gráfica 4.3 Volumen Acumulado Mes: Marzo



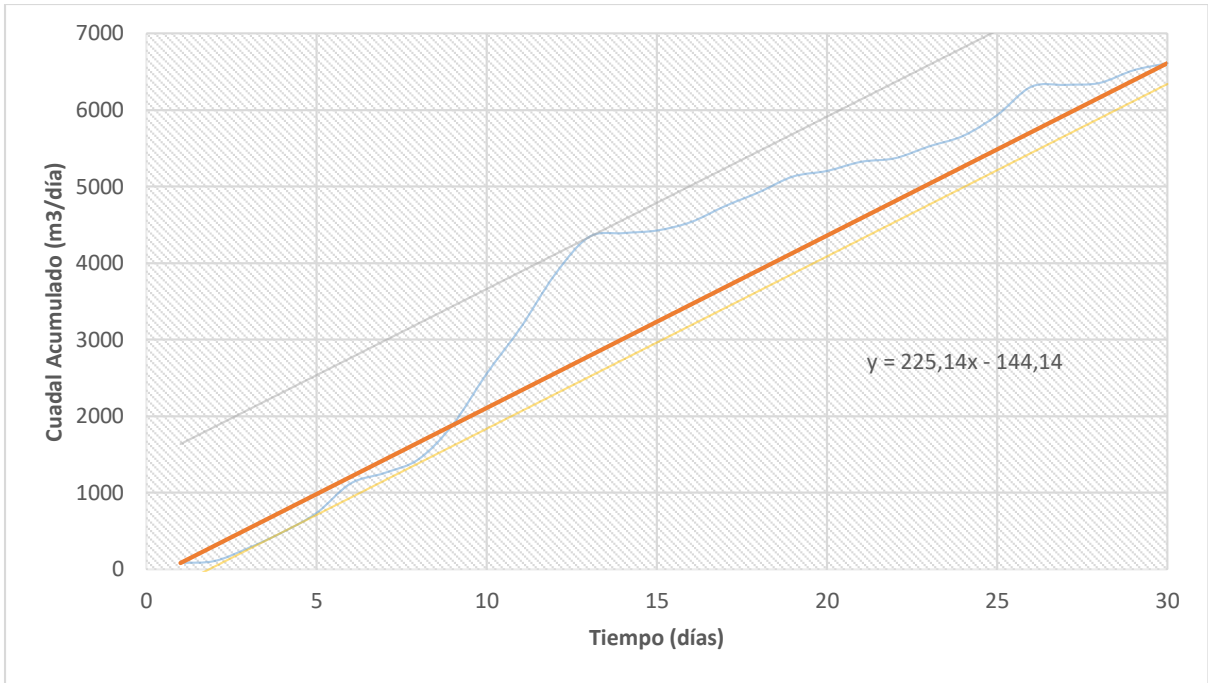
Gráfica 4.4 Volumen Acumulado Mes: Abril



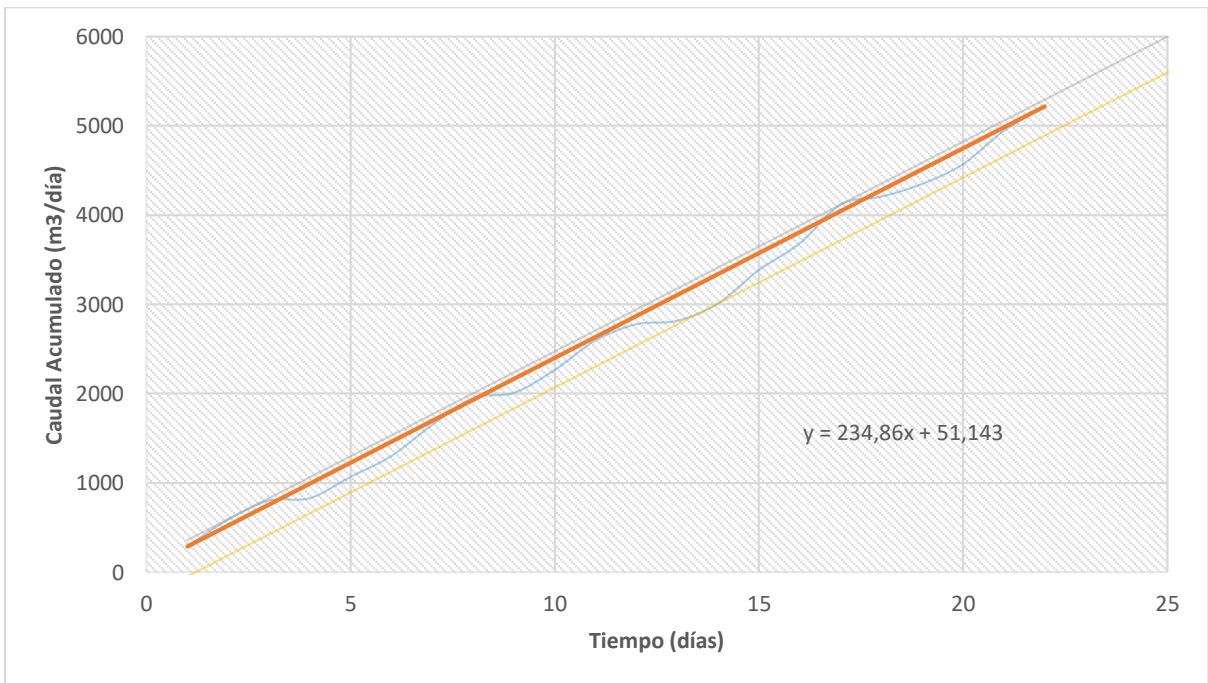
Gráfica 4.5 Volumen Acumulado Mes: Mayo



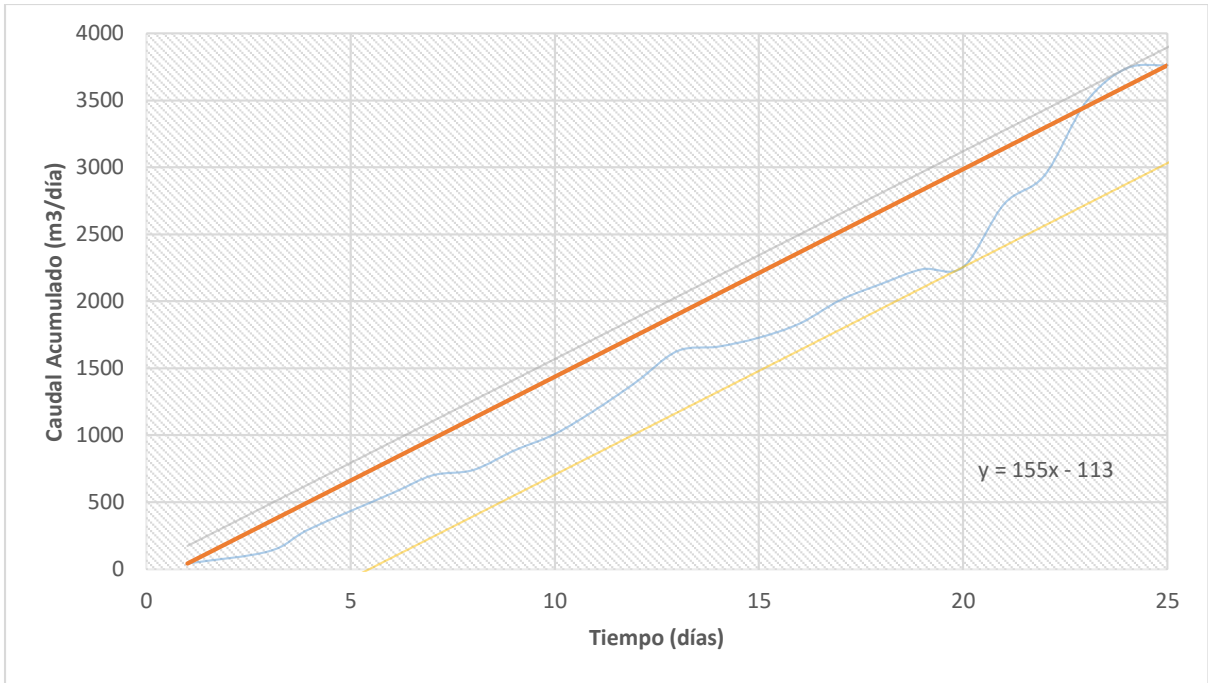
Gráfica 4.6 Volumen Acumulado Mes: Junio



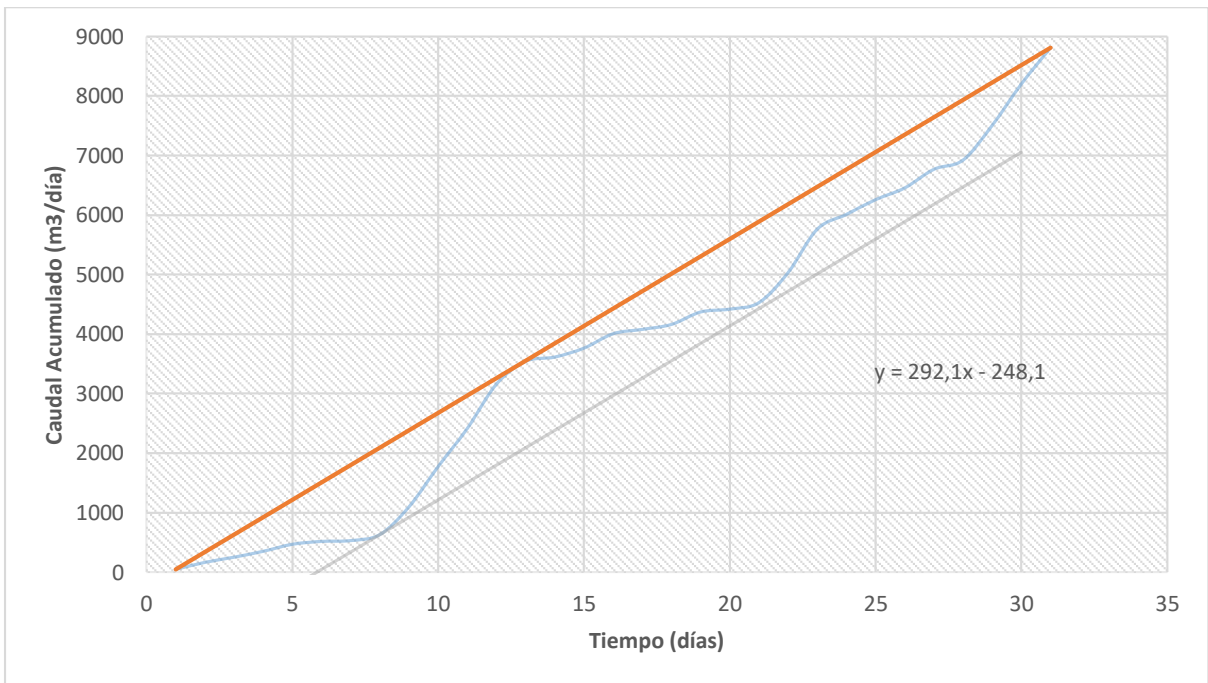
Gráfica 4.7 Volumen Acumulado Mes: Julio



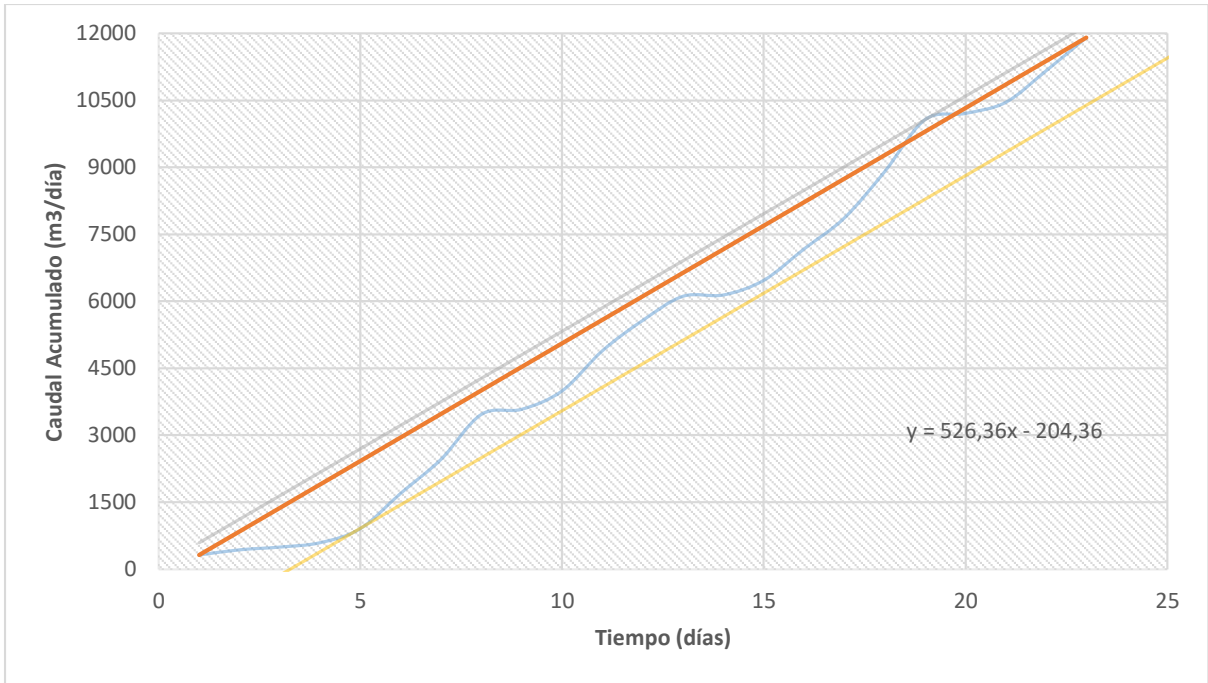
Gráfica 4.8 Volumen Acumulado Mes: Agosto



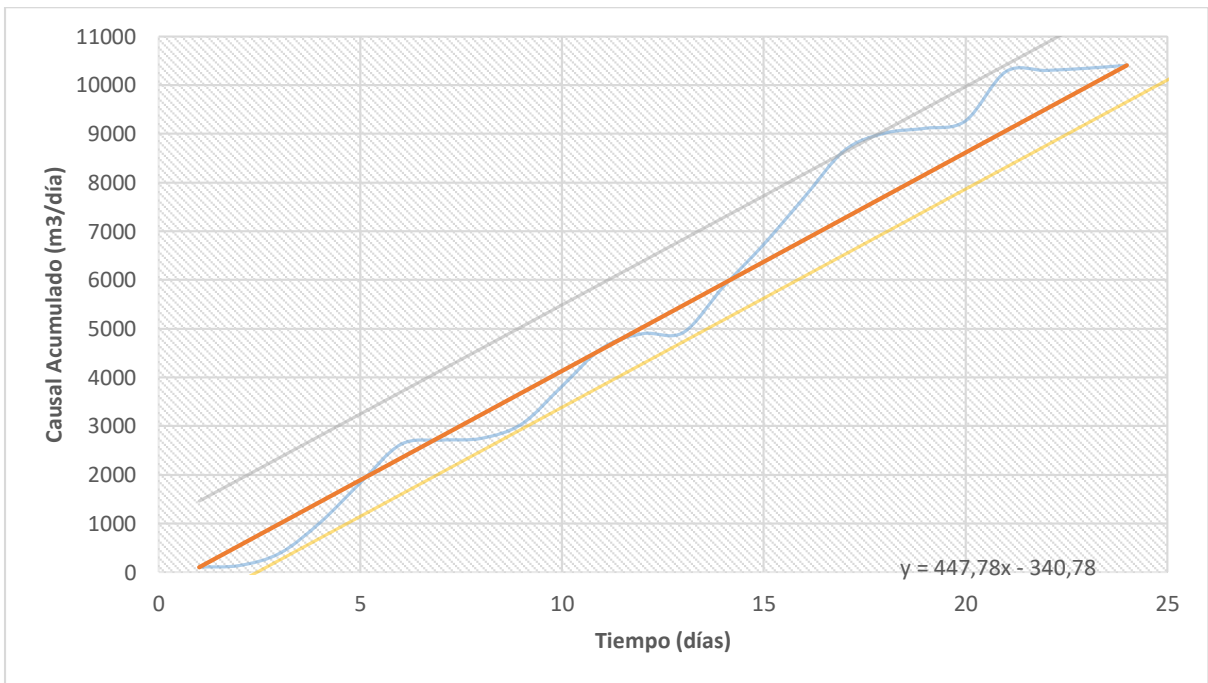
Gráfica 4.9 Volumen Acumulado Mes: Septiembre



Gráfica 4.10 Volumen Acumulado Mes: Octubre



Gráfica 4.11 Volumen Acumulado Mes: Noviembre



Gráfica 4.12 Volumen Acumulado Mes: Diciembre

	Volumen [m ³]	Caudal promedio [m ³ /día]	Maximo		Mínimo	
			Carga orgánica [kg/día]	DBO entrada [mg/L]	Carga orgánica [kg/día]	DBO entrada [mg/L]
Enero	975,3	481,87	1061,60	2203,08	268,65	557,51
Febrero	1651,275	446,00	834,91	1872,00	268,65	602,35
Marzo	2642,48	441,89	1131,48	2560,56	326,11	738,00
Abril	3385,84	487,59	1277,62	2620,26	258,40	529,94
Mayo	1012,2	345,20	846,73	2452,88	314,82	912,00
Junio	1274	303,83	997,16	3282,00	269,97	888,57
Julio	1829,74	223,03	550,39	2467,77	113,32	508,08
Agosto	403,42	237,18	1094,14	4613,09	54,82	231,15
Septiembre	863	163,57	655,81	4009,48	655,81	4009,48
Octubre	1449,5	284,10	699,16	2460,99	115,53	406,67
Noviembre	1782,96	517,48	4967,79	9600,00	235,93	455,92
Diciembre	2107,87	433,58	1521,25	3508,54	100,53	231,87
Mínimo anual	403	164	550	1872	55	231
Promedio anual	1615	364	1303	3471	249	839
Máximo anual	3386	517	4968	9600	656	4009

Tabla 4.1 Volumen y carga orgánica a la salida del tanque ecualizador

En la tabla 4.1 se muestra el volumen, caudal, carga orgánica y DBO por mes, del 2018. Para calcular las dimensiones del tanque ecualizador se selecciona la capacidad promedio anual, con el fin de evitar sobredimensionamiento, es decir, 1615m³. A esta cantidad, se multiplica por un factor de seguridad de 10%, dando un valor de 1776m³, como volumen de diseño. Se divide para la profundidad de 4.5m, donde un valor de 395m² de área transversal.

D 2 CONSTANTES CINÉTICAS

Para los siguientes cálculos se procederá a utilizar las siguientes cinéticas que fueron encontradas mediante regresión lineal de algunos de la información otorgada por la base de datos histórico.

$$Y = 0,679 \text{ mgSSV/mgDBO} \qquad \mu_{max} = 1,325 \text{ d}^{-1}$$

$$K_d = 0,054 \text{ d}^{-1} \qquad K_s = 2200 \text{ mg/L}$$

Por otro lado, se tiene la fracción biodegradable de sólidos suspendidos volátiles inmediatamente después de la generación en el sistema. Este valor por lo general es constante:

$$f_{b'} = 0,8$$

Volumen total del reactor de aeración extendida

Datos iniciales

$$Y = 0,679 \text{ mgSSV/mgDBO} \qquad S_0 = 3000 \text{ mgDBO/L}$$

$$K_d = 0,054 \text{ d}^{-1} \qquad S_e = 90 \text{ mgDBO/L}$$

$$\theta_c = 18,5 \text{ días} \qquad x_v = 3027,25 \text{ mg/L}$$

$$Q = 400 \text{ m}^3/\text{d}$$

Previo al cálculo del volumen se calcula la fracción biodegradable se sólidos suspendidos volátiles generados en el sistema a una edad del lodo θ_c .

$$f_b = \frac{f_{b'}}{1 + (1 - f_{b'})K_d\theta_c}$$

$$f_b = \frac{0,8}{1 + (1 - 0,8)(0,054)(18,5)}$$

$$f_b = 0,666$$

Se estima el valor de la carga orgánica removida

$$S_r = \frac{(S_0 - S_e)Q}{1000}$$

$$S_r = \frac{(3000 - 90)(400)}{1000}$$

$$S_t = 1164 \text{ kg/d}$$

Finalmente se encuentra el valor del Volumen del reactor:

$$V = \frac{(1000)Y\theta_c S_r}{x_v(1 + f_b K_d \theta_c)}$$

$$V = \frac{(1000)(0,679)(18,5)(1164)}{(3027,25) \left(1 + ((0,666)(0,054)(18,5))\right)}$$

$$V = 2896,69 \text{ m}^3$$

Sin embargo, para el estudio en a nivel de diseño, se considera un factor de seguridad equivalente al 10%, teniendo un volumen de reactor de:

$$V_{diseño} = (1 + \text{Factor de seguridad})(V)$$

$$V_{diseño} = (1 + 0,1)(2896,69 \text{ m}^3)$$

$$V_{diseño} = 3186,36 \text{ m}^3 \approx 3200 \text{ m}^3$$

Cómo ya se planteó se considerará 2 reactores, teniendo un volumen de reactor unitario equivalente a:

$$V_{1(diseño)} = 1600 \text{ m}^3$$

Actualmente el reactor tiene una profundidad de 4,5m, por lo que, se el área del reactor propuesto será:

$$V_{1(diseño)} = A * h$$

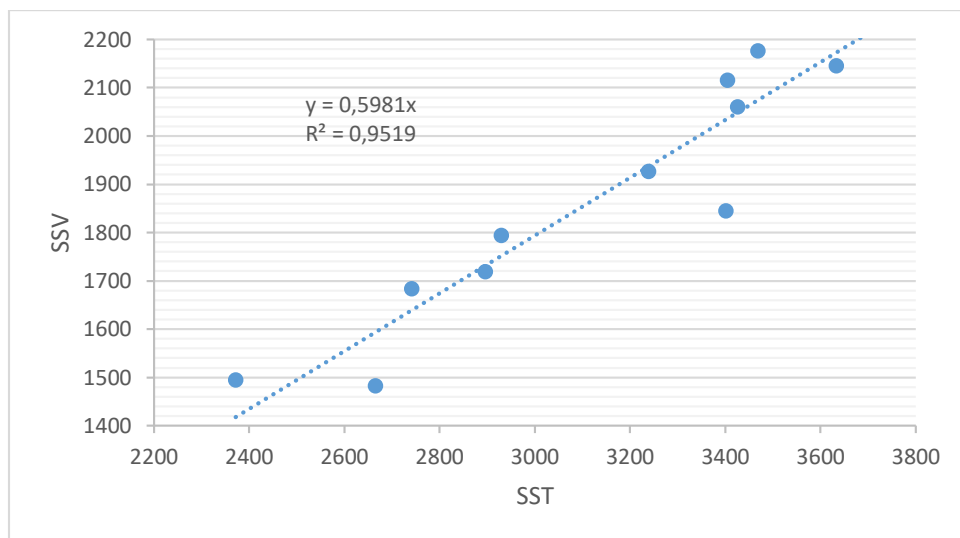
$$A = \frac{1600 \text{ m}^3}{4,5 \text{ m}} = 355,6 \text{ m}^2$$

De acuerdo al espacio que se dispone, se destina un ancho equivalente a 22m y largo 16m.

D 3. PRODUCCIÓN DE LODOS

Se procede a calcular la producción de lodos que se generaría saliendo del reactor que estaría dado por la masa de sólidos suspendidos totales que salen del reactor, siendo adicionados por los que de por sí entran al sistema.

Antes de ello se requiere encontrar la proporción de sólidos suspendidos totales que existen por determinada cantidad de sólidos suspendidos volátiles, esta relación se la obtuvo mediante regresión lineal de los datos históricos de la empresa.



Gráfica 4.13 Relación SSV/ SST

$$\frac{SSV}{SST} = 0,6$$

Por lo que si se estableció que se producen 3027,25 mgSSV/L, por lo que:

$$x = \frac{x_v}{\left(\frac{SSV}{SST}\right)} = \frac{3027,25 \text{ mgSSV/L}}{0,6} = 5045,42 \text{ mgSST/L}$$

Adicional a esto se procede a calcular el caudal recirculado, para el diseño del reactor se considera una proporción de R equivalente a 1,4.

De esta manera:

$$Q_r = RQ = 1,4(400) = 560m^3$$

Para la producción de lodos se estimó que como concentración inicial de sólidos suspendidos totales un equivalente a 600 mg/L , por lo que se suman las masas de lodo inicial y las que se producirían en el reactor:

$$P_x = P_{x_0} + P_{x_{reactor}}$$

$$P_x = \left(\frac{(Q + Q_r)x}{1000} \right) + \left(\frac{Qx_0}{1000} \right) = \left(\frac{(400 + 560)(5045,42)}{1000} \right) + \left(\frac{(400)(600)}{1000} \right)$$

$$P_x = 5083,60 \text{ kg/d}$$

A continuación, se pretende que la concentración de sólidos en el efluente y caudal de salida sean respectivamente:

$$x_e = 50 \text{ mgSST/L}$$

$$Q_e = 374,42 \text{ m}^3/\text{d}$$

Cabe recalcar que la concentración de sólidos totales en el efluente cumple con estar dentro de los parámetros dispuestos por la ley.

Se calcula carga de sólidos suspendidos totales del efluente:

$$Carga \text{ SS}_e = \frac{Q_e x_e}{1000}$$

$$Carga \text{ SS}_e = \frac{(374,42)(50)}{1000} = 18,72 \text{ kg/d}$$

Se procede a obtener la carga de sólidos suspendidos totales removidos:

$$Carga \text{ SS}_{rem} = P_x - Carga \text{ SS}_e$$

$$Carga \text{ SS}_{rem} = 5083,60 - 18,72 = 5064,88 \text{ kg/d}$$

A partir de la proporción de recirculado se encuentra la concentración de sólidos recirculado ($RASS$):

$$RASS = x \left(1 + \frac{1}{R} \right)$$

$$RASS = (5045,42) \left(1 + \frac{1}{1,4} \right)$$

$$RASS = 8649,29 \text{ mgSST/L}$$

Se obtiene un caudal para esa carga removida, denominada como Q_{ex} :

$$Q_{ex} = \frac{\text{Carga } SS_{rem}(1000)}{RASS}$$

$$Q_{ex} = \frac{5064,88}{8649,29} = 585,58 \text{ m}^3/d$$

De este último caudal, se divide en caudal de remoción de lodos y caudal de recirculado, por lo que se encuentra, el volumen de remoción de lodos por días:

$$Q_w = Q_{ex} - Q_r$$

$$Q_w = 585,58 - 560$$

$$Q_w = 25,58 \text{ m}^3$$

Por lo que la cantidad de lodos retirados del sistema es equivalente:

$$\text{Carga}_w = \frac{(Q_w(RASS))}{1000}$$

$$\text{Carga}_w = \frac{(25,58)(8649,29)}{1000}$$

$$\text{Carga}_w = 221,28 \text{ kg/d}$$

Eficiencia de remoción

Adicionalmente, se define la eficiencia de remoción de DBO:

$$E = \frac{S_0 - S}{S_0} \times 100$$

$$E = \frac{(3000 - 90)}{3000} \times 100 = 97\%$$

D 4. BALANCES DE MATERIA

Se verifican los balances de materia en estado estacionario para biomasa (general), sustrato (general), biomasa recirculado (sedimentador), además de balance de caudal (general).

Al analizarse en estado estacionario:

$$\frac{dx}{dt} = 0$$

$$\frac{dS}{dt} = 0$$

$$\frac{dx_r}{dt} = 0$$

Se establece el balance de sustrato general:

$$\frac{dx}{dt} = \frac{Q}{V} x_0 - \left(\frac{Q_e}{V} x_e + \frac{Q_w}{V} x_r \right) + \mu x - K_d x$$

Se conoce como ecuación constitutiva a la ecuación de Monod, dada por:

$$\mu = \mu_{\max} \left(\frac{S}{K_s + S} \right)$$

Como se conoce que la cinética aplicada para el sistema es de primer orden, se puede simplificar la expresión anterior por:

$$\mu = \left(\frac{\mu_{\max}}{K_s} \right) S$$

Debido a que se considera que $K_s \gg S$, por lo que:

$$K_s + S \approx K_s$$

De tal manera el balance de sustrato general quedaría expresado como:

$$\frac{dx}{dt} = \frac{Q}{V} x_0 - \left(\frac{Q_e}{V} x_e + \frac{Q_w}{V} x_r \right) + \left(\frac{\mu_{\max}}{K_s} S \right) x - K_d x$$

Como se establece en estado estacionario:

$$0 = \frac{Q}{V}x_0 - \left(\frac{Q_e}{V}x_e + \frac{Q_w}{V}x_r\right) + \left(\frac{\mu_{max}}{K_s}S\right)x - K_d x$$

$$0 = \frac{400}{2896,7}(600) - \left(\frac{374,42}{2896,7}(50) + \frac{25,58}{2896,7}(8649,29)\right)$$

$$+ \left(\frac{1,32}{2200}(90)(3027,25)\right) - (0,054(3027,25))$$

De manera similar para el sustrato, en general para todo el sistema:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q}{V}S_0 - \frac{Q_e}{V}S_e - \left(\frac{\mu}{Y}\right)x$$

Reemplazando y llevándolo a estado estacionario:

$$0 = \frac{Q}{V}S_0 - \frac{Q_e}{V}S_e - \left(\frac{\mu_{max}}{K_s Y}S\right)x$$

$$0 = \frac{400}{2896,7}(3000) - \frac{374,42}{2896,7}(90) - \left(\frac{1,32}{2200(0,679)}(90)(3027,25)\right)$$

Por último, para la biomasa recirculada se genera el respectivo balance:

$$\frac{dx_r}{dt} = \left(\frac{Q + Q_r}{V}\right)x - \left(\frac{Q_w + Q_r}{V}\right)x_r - \frac{Q_e}{V}x_e$$

Para estado estacionario:

$$0 = \left(\frac{Q + Q_r}{V}\right)x - \left(\frac{Q_w + Q_r}{V}\right)x_r - \frac{Q_e}{V}x_e$$

Por lo tanto:

$$0 = \frac{400 + 560}{2896,7}(5045,42) - \frac{25,58 + 560}{2896,7}(8649,29) - \frac{372,41}{2896,7}(50)$$

D 5. POTENCIA DEL AIREADOR

Constantes

$$\frac{DBO_u}{DBO} = 1,46$$

$$K_d = 0,054$$

$$\frac{DBO_u}{x_b} = 1,42$$

$$\alpha = 0,85$$

$$f_b = 0,667$$

$$\beta = 0,9$$

$$Y = 0,679$$

$$\theta = 1,024$$

$$C_l = 1 \text{ mg/L}$$

Datos iniciales

$$V = 2897 \text{ m}^3$$

$$S_r = 3027,25 \text{ kg O}_2/d$$

$$Q = 400 \text{ m}^3/d$$

$$Q_{max} = 560 \text{ m}^3/d$$

$$\text{Temperaturas de afluente: } \begin{cases} T_{max} = 50,7^\circ\text{C} \\ T_{min} = 25,9^\circ\text{C} \end{cases}$$

$$h = 4,02 \text{ msnm}$$

$$C_s(20) = 9,02$$

Para análisis del aireador se generan en primer lugar algunas constantes que se necesitarán para estimar el requerimiento de oxígeno:

$$a_i = \left(\frac{DBO_u}{DBO} \right) - \left(\frac{DBO_u}{x_b} \right) Y$$

$$a_i = 1,46 - (1,42)(0,679)$$

$$a_i = 0,496$$

$$b_i = \left(\frac{DBO_u}{x_b} \right) f_b K_d$$

$$b_i = (1,42)(0,667)(0,054)$$

$$b_i = 0,051$$

Se procede calcular la demanda para síntesis y para respiración endógena, la demanda por nitrificación se desprecia debido a que el sistema no cuenta con alta cargas de nitrógeno inicial.

$$D_{Síntesis} = a_i S_r = (0,496)(1164) = 577,13 \text{ kg } O_2/d$$

$$D_{R.Endógena} = b_i x_v V = (0,051)(3027,25)(2897) = 449,6 \text{ kg } O_2/d$$

Teniendo las demandas de síntesis y por respiración endógena se calcula el requerimiento promedio de oxígeno dado por la sumatoria de las cantidades anteriores:

$$OR_{av} = D_{Síntesis} + D_{R.Endógena}$$

$$OR_{av} = 577,13 + 449,6 = 1026,72 \text{ kg } O_2/d$$

Una vez alcanzado el requerimiento de oxígeno promedio, se diseña el aireador para un máximo requerimiento de oxígeno, también conocido como requerimiento de oxígeno en el campo, por lo tanto, se aplica la siguiente ecuación:

$$OTR_{field} = \left(\frac{Q_{max}}{Q_{av}} \right) OR_{av}$$

$$OTR_{field} = \left(\frac{560}{400} \right) (1026,72)$$

$$OTR_{field} = 1437,41 \text{ kg } O_2/d$$

Después de esto se encuentra el requerimiento de oxígeno estandarizado también conocido como $STOR$, valor necesario para el diseño del aireador que se obtiene a partir del requerimiento de oxígeno en el campo (OTR_{field})

$$STOR = \frac{OTR_{field}}{\frac{\beta f_H C_s - C_L}{C_s(20^\circ C)} \cdot \alpha \cdot \theta^{T-20}}$$

Esta magnitud se diseña para la temperatura máxima y mínima del agua del afluente, que influye directamente a la concentración de saturación de oxígeno (C_s):

$$C_s(T) = 14,652 - 0,41022T + 0,007991T^2 - 0,000077774T^3$$

A temperatura máxima de $T = 50,7^\circ\text{C}$

$$C_s(50,7) = 14,652 - 0,41022(50,7) + 0,007991(50,7)^2 - 0,000077774(50,7)^3$$

$$C_s(50,7) = 4,26 \text{ mg } O_2/L$$

A temperatura mínima de $T = 25,9^\circ\text{C}$

$$C_s(25,9) = 14,652 - 0,41022(25,9) + 0,007991(25,9)^2 - 0,000077774(25,9)^3$$

$$C_s(25,9) = 8,037 \text{ mg } O_2/L$$

Adicional a lo anterior, la ecuación establece el uso de un factor de corrección para la altura (f_H), cuya fórmula está dada por:

$$f_H = 1 - \left(\frac{h}{9450} \right)$$

$$f_H = 1 - \left(\frac{4,02}{9450} \right) \approx$$

Entonces, se obtiene el requerimiento de oxígeno estándar para una temperatura máxima:

$$STOR = \frac{1437,41}{\frac{(0,85)(1)(4,26) - (1)}{9,02} (0,85)(1,024)^{50,7-20}} = 2601,2 \text{ kg } O_2/d$$

Para la temperatura mínima se obtiene:

$$STOR = \frac{1437,41}{\frac{(0,85)(1)(8,037) - (1)}{9,02} (0,85)(1,024)^{25,9-20}} = 2128,8 \text{ kg } O_2/d$$

De los resultados anteriores, para el diseño se escoge el mayor valor. Se procede a encontrar la equivalencia en metros cúbicos para la masa de aire de requerido, por medio de la ecuación de gases ideales:

$$PV = RnT$$

A una presión ambiental de 101325 Pa, una temperatura promedio de 25 °C y se considera una masa molecular Media para el aire de 28,96 kg/mol:

$$n = \frac{m}{M} = \frac{2128,8}{28,96} = 390,52 \text{ kmol/d}$$

$$V = \frac{RnT}{P} = \frac{(8,314)(390,52)(1000)(25 + 273)}{101325}$$

$$V_{req} = 9548,94 \text{ m}^3/\text{d}$$

Teniendo el valor del volumen, se calcula el valor de volumen de oxígeno requerido tomando en cuenta la eficiencia de difusión de aire, el valor más común para este parámetro es 25%:

$$R_{air} = \frac{V_{req}}{E} = \frac{9548,94}{0,25} = 38195,77 \text{ m}^3/\text{d}$$

Por lo general, la literatura dicta un factor de seguridad equivalente al 50%:

$$R_{real} = (1 + 0,5)R_{air}$$

$$R_{real} = 42015,35 \text{ m}^3/\text{d}$$

Luego, se realizan las diferentes transformaciones en magnitudes:

$$R_{real} = 42015,35 \text{ m}^3/\text{d} = 0,49 \text{ m}^3/\text{s}$$

Finalmente, la potencia se calcula:

$$P = \frac{R_{real}\rho g(h^* + 0,4)}{n}$$

Se estiman:

Una densidad del afluyente equivalente a 1100kg/m³

Una eficiencia igual a 0,7

Una profundidad de difusores aproximadamente a 4,5m

Por lo tanto:

$$P = \frac{(0,49)(1100)(9,81)(4,5 + 0,4)}{0,7}$$

$$P = 32984 \text{ W} = 32,98\text{kW} = 44,85\text{HP}$$

Teniendo la potencia que se emplearía, se proyectará la energía que consumirá la propuesta planteada en un año:

$$E = P \cdot t$$

$$E = (32,98)(365 \cdot 24 \cdot 3600)$$

$$E = 20637939 \text{ kJ} = 288944 \text{ kWh}$$

D 6. POTENCIA DE AGITADOR

Para el agitador del tanque ecualizador, que se requiere también se estima la potencia empleada de manera similar a la analizada para el aireador.

En esta ocasión se obtiene la demanda de oxígeno únicamente para la síntesis, en promedio se recibe agua previa al tanque ecualizador con un DBO de 3400 mg/L por lo que la carga removida es igual a:

$$S_r = \frac{Q(S_i - S_f)}{1000} = \frac{400(3400 - 3000)}{1000} = 160 \text{ kg } O_2/d$$

Se diseña para un máximo caudal, el máximo caudal que se suele recibir previo al tanto ecualizador es de 1000 m³/d.

$$OTR_{field} = \left(\frac{Q_{max}}{Q_{av}} \right) OR_{av}$$

$$OTR_{field} = 217,94 \text{ kg } O_2/d = 9,08\text{kg } O_2/h$$

El requerimiento total estándar se lo obtiene de manera similar al proceso anterior, tomando en cuenta la máxima y mínima temperatura:

$$STOR = \frac{9,08}{\frac{(0,85)(1)(4,26) - (1)}{9,02} (0,85)(1,024)^{50,7-20}} = 16,43 \text{ kg } O_2/h$$

$$STOR = \frac{9,08}{\frac{(0,85)(1)(8,037) - (1)}{9,02} (0,85)(1,024)^{25,9-20}} = 13,45 \text{ kg } O_2/h$$

Se toma el mayor valor, a continuación, por tratarse de ser una aireación mecánica (agitador) se aplica un factor de consumo de energía (*kWh*) por cada kilogramo de oxígeno dosificado.

$$\text{Eficiencia de oxigenación} = 1,8 \text{ kg } O_2/kWh$$

La potencia requerida se la obtiene debido a la división del oxígeno requerido estándar y la eficiencia:

$$P = \frac{16,43}{1,8} = 9,13 \text{ kW}$$

En caballos de fuerza, se expresa como:

$$P = 12,41 \text{ HP}$$

El número de agitadores que se pretende usar son 3 por lo que la potencia para cada agitador será de 4,14 *HP*. Se aplica un factor de seguridad del 10% y un factor para garantizar mezcla completa del 10% también. Teniendo una potencia instalada por aireador de 5 *HP* y total de 15 *HP*.

Se proyecta al igual que los difusores el gasto por consumo energético al año:

$$E = P \cdot t$$

$$E = (12,41)(365)(24) = 96644 \text{ kWh}$$

APÉNDICE E ESTIMACIÓN DE COSTOS

Tabla 4.2 Costo de inversión de la implementación del reactor propuesto

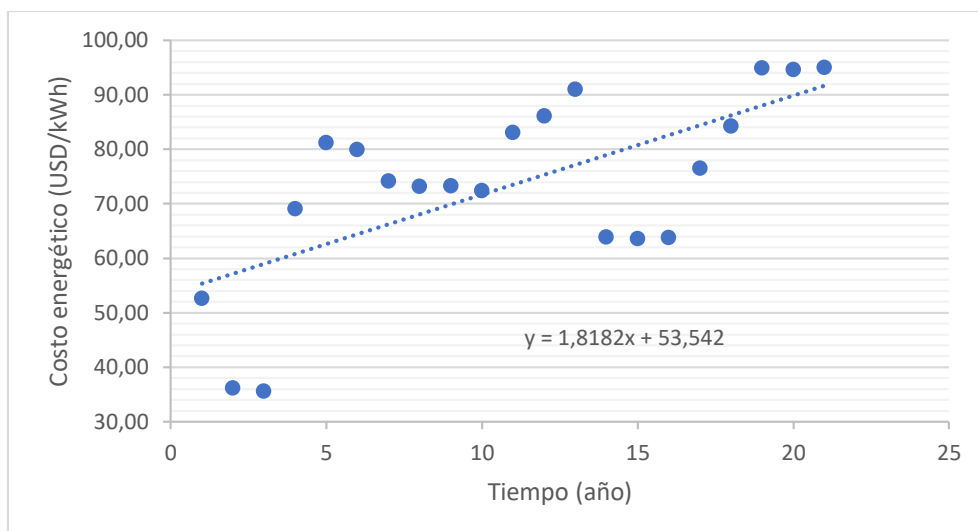
Rubros	Unidad	Cantidad	Precio Unitario	Precio Total
Arcilla Semi impremeable (Hidratada compactada)	cm ³	420,44	\$ 14,20	\$ 5.970,25
Reconformación de Taludes	cm ²	432,87	\$ 7,46	\$ 3.229,21
Colocación de geomembrana	cm ²	420,44	\$ 9,05	\$ 3.804,98
Malla electrosoldada	cm ²	64,94	\$ 7,94	\$ 515,62
Hormigón simple	cm ²	64,94	\$ 17,14	\$ 1.113,07
Tubería de acero al carbón	cm	7000,00	\$ 0,57	\$ 3.990,00
Total				\$ 18.623,14

Tabla 4.3 Costo de importación para el agitador

	Cantidad	Precio
Precio FOB		\$ 2.850,00
Cantidad	3	\$ 8.550,00
FLETE	1	\$ 900,00
		\$ 9.450,00
SEGURO		\$ 18,90
CIF		\$ 9.468,90
ADVALOREM	5,00%	\$ 473,45
FODINFA	0,50%	\$ 47,34
DIVISAS	5%	\$ 427,50
CUSTODÍA	1	\$ 150,00
DESPACHO	60,00%	\$ 231,60
TRANSPORTE	1	\$ 180,00
TOTAL		\$ 10.978,79

Tabla 4.4 Inversión total para implementación del proyecto

Implementación	Inversión
Edificación	\$ 24.023,84
Equipos	\$ 15.260,52
Inversión total	\$ 39.284,36



Gráfica 4.14 Consumo energético por año

Tabla 4.5 Proyección del costo energético de los agitadores

Año	USD/MWh	USD/kWh	USD/año
2019	93,54	0,09	\$ 10.776,08
2020	95,36	0,10	\$ 10.985,54
2021	97,18	0,10	\$ 11.195,00
2022	99,00	0,10	\$ 11.404,45
2023	100,82	0,10	\$ 11.613,91
2024	102,63	0,10	\$ 11.823,37
2025	104,45	0,10	\$ 12.032,82
2026	106,27	0,11	\$ 12.242,28
2027	108,09	0,11	\$ 12.451,74
2028	109,91	0,11	\$ 12.661,19
2029	111,72	0,11	\$ 12.870,65

Tabla 4.6 Flujo de caja incremental del proyecto propuesto

AÑO	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029
Carga inicial actual (ton/año)		394,57	417,47	440,37	463,27	486,18	509,08	531,98	554,89	577,79	600,69
Carga final actual (ton/año)		7,89	8,35	8,81	9,27	9,72	10,18	10,64	11,10	11,56	12,01
Remoción actual (ton/año)		386,67	409,12	431,56	454,01	476,45	498,90	521,34	543,79	566,23	588,68
Costo producción actual		\$ 43.358,41	\$ 45.875,20	\$ 48.391,99	\$ 50.908,78	\$ 53.425,57	\$ 55.942,36	\$ 58.459,15	\$ 60.975,94	\$ 63.492,73	\$ 66.009,52
Carga inicial propuesta (ton/año)		187,15	198,02	208,88	219,74	230,61	241,47	252,33	263,20	274,06	284,92
Carga final propuesta (ton/año)		5,61	5,94	6,27	6,59	6,92	7,24	7,57	7,90	8,22	8,55
Remoción propuesta (ton/año)		181,54	192,08	202,61	213,15	223,69	234,23	244,76	255,30	265,84	276,38
Costo producción propuesto		\$ 13.231,54	\$ 13.999,59	\$ 14.767,63	\$ 15.535,67	\$ 16.303,71	\$ 17.071,75	\$ 17.839,79	\$ 18.607,83	\$ 19.375,87	\$ 20.143,91
Ahorro de producción		\$ 30.126,86	\$ 31.875,61	\$ 33.624,36	\$ 35.373,11	\$ 37.121,86	\$ 38.870,61	\$ 40.619,36	\$ 42.368,11	\$ 44.116,86	\$ 45.865,61
Costos		\$ 12.003,58	\$ 12.213,04	\$ 12.422,50	\$ 12.631,95	\$ 12.841,41	\$ 13.050,87	\$ 13.260,32	\$ 13.469,78	\$ 13.679,24	\$ 13.888,69
Depreciación		\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16
Utilidad Antes de Impuestos		\$ 16.907,12	\$ 18.446,41	\$ 19.985,71	\$ 21.525,00	\$ 23.064,29	\$ 24.603,59	\$ 26.142,88	\$ 27.682,17	\$ 29.221,47	\$ 30.760,76
Impuestos		\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -	\$ -
Utilidad Después de Impuestos		\$ 16.907,12	\$ 18.446,41	\$ 19.985,71	\$ 21.525,00	\$ 23.064,29	\$ 24.603,59	\$ 26.142,88	\$ 27.682,17	\$ 29.221,47	\$ 30.760,76
Depreciación		\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16	\$ 1.216,16
Inversión	\$ 39.284,36										
Inversión por capital de trabajo	\$ 19.642,18										
Recuperación de capital de trabajo											\$ 19.642,18
Ingreso neto por venta de A.F.											\$ 5.762,61
Flujo de caja neto	\$ -	\$ 18.123,28	\$ 19.662,57	\$ 21.201,86	\$ 22.741,16	\$ 24.280,45	\$ 25.819,74	\$ 27.359,04	\$ 28.898,33	\$ 30.437,62	\$ 31.976,91
Acumulada	\$ 58.926,54	\$ 40.803,27	\$ 21.140,70	\$ 61,17	\$ 22.802,33	\$ 47.082,78	\$ 72.902,52	\$ 100.261,56	\$ 129.159,89	\$ 159.597,51	\$ 216.979,22
Tasa de descuento (TMAR)	13,00%										
VAN	\$ 76.267,97										
TIR	36%										
PRI	2,86 años										