



**ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL**  
**INSTITUTO DE CIENCIAS QUÍMICAS Y AMBIENTALES**

“Estudio Experimental y Modelización de los Parámetros  
Biocinéticos en la Evaluación de un Reactor de Lodos Activos de  
una Planta de Tratamiento Alimentaria”

**TESIS DE GRADO**

Previo a la obtención del Título de:

**INGENIERO QUÍMICO**

Presentada por:

Eduardo Andrés Morales Haro

GUAYAQUIL - ECUADOR

2013

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios por bendecirme siempre y ser mi guía en todo momento.

A mi familia, por su paciencia y soporte en mi formación humana y profesional.

A mi director de tesis, por su constante apoyo y consejos en el desarrollo de este proyecto.

A todo el personal de planta de Tiosa y Puncalsa y directivos del DCQA por las facilidades y ayuda brindada durante la realización de esta tesis.

Eduardo Andrés Morales Haro

# DEDICATORIA

A Dios

A mis Padres

A mi Hermana

Eduardo Andrés Morales Haro

# TRIBUNAL DE GRADUACIÓN

---

Dr. David Matamoros C.  
**DIRECTOR DCQA**

---

Ing. Guillermo Cárdenas M.  
**DIRECTOR DE TESIS**

---

Dr. Fernando Morante C.  
**VOCAL**

## **DECLARACIÓN EXPRESA**

“La responsabilidad del contenido de esta Tesis de Grado, me corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual de la misma a la Escuela Superior Politécnica del Litoral”

(Reglamento de Graduación de la ESPOL).

---

Eduardo Andrés Morales Haro

## RESUMEN

El presente trabajo de investigación tiene como finalidad evaluar el rendimiento actual del tratamiento biológico por lodos activados de una planta de aguas residuales provenientes de una panificadora industrial de la ciudad de Guayaquil, mediante la caracterización del agua y su carga contaminante, la obtención de los parámetros biocinéticos que determinan la rapidez del proceso biológico y el modelamiento dinámico y en estado estacionario del sistema en función de sus condiciones operativas.

La caracterización se desarrolló mediante pruebas de laboratorio, donde se planteó el uso de la DQO soluble como parámetro principal de contaminación. Análisis estadísticos fueron aplicados para determinar su validez, a través de la eficiencia global de la planta.

Otras pruebas incluyen la determinación de dosis óptimas de químicos que son aplicados antes del proceso biológico. Ensayos en probetas determinaron la velocidad de sedimentación de la mezcla agua – lodos, generada en el reactor. Ambas pruebas se sustentan en el análisis y uso de los sólidos suspendidos totales.

Los parámetros biocinéticos se obtuvieron en un reactor batch de laboratorio, y luego calibrados acorde a las condiciones promedio de los monitoreos y datos recopilados del reactor industrial, el cual presenta características de un sistema de lodos activados de mezcla completa y de aireación extendida.

Las simulaciones dinámicas realizadas en Matlab, bajo cargas variables, predicen remociones de materia orgánica por encima del 92%, en cumplimiento con la norma ambiental.

El sistema de lodos activos estudiado es afectado en gran medida por el actual estado hidráulico y requerimientos de oxígeno, lo que conduce a problemas de sedimentación e hinchamiento de lodos. Bajo estas condiciones, tanto los equipos de aireación y sedimentación son redimensionados.

Los costos operativos de la planta de tratamiento son calculados, tomando en consideración la influencia de la dosificación de químicos del tratamiento primario en la economía de operación del proceso.

## **ABREVIATURAS**

CSTR	Completely Stirred Tank Reactor
DCQA	Departamento de Ciencias Químicas y Ambientales
DWP	Dynamic Wet Pressure
ESPOL	Escuela Superior Politécnica del Litoral
EPDM	Ethylene Propylene Diene Monomer
PTAR	Planta de Tratamiento de Aguas Residuales
PFR	Plug Flow Reactor
TULSMA	Texto Unificado de Legislación Secundaria Medio Ambiental
UK	United Kingdom
USEPA	United States Environmental Protection Agency



## SIMBOLOGÍA

Q	Caudal
cm	Centímetro
r	Coefficiente de Correlación
R <sup>2</sup>	Coefficiente de Determinación
DBO <sub>5</sub>	Demanda Bioquímica de Oxígeno (5 días)
DQO	Demanda Química de Oxígeno
d	Día
\$	Dólares
°C	Grados Celsius
g	Gramo
g/L	Gramo por Litro
g/m <sup>3</sup>	Gramo por Metro Cúbico
h	Hora
hp	Horsepower
J	Joule
K	Kelvin
Kg/d	Kilogramo por Día
kg/m <sup>2</sup> - d	Kilogramo por Metro Cuadrado y por Día

kPa	Kilopascal
kW	Kilowatt
L	Litro
m	Metro
m <sup>2</sup>	Metro Cuadrado
m <sup>3</sup>	Metro Cúbico
m <sup>3</sup> /d	Metro Cúbico por Día
m <sup>3</sup> / kg	Metro Cúbico por Kilogramo
m/d	Metro por Día
m/h	Metro por Hora
m/s	Metro por Segundo
m/s <sup>2</sup>	Metro por Segundo al Cuadrado
mg/L	Miligramos por Litro
mL	Mililitro
mL/g	Mililitro por Gramo
mL/L	Mililitro por Litro
mm	Milímetro
min	Minuto
$\alpha$	Nivel de Significancia
OD	Oxígeno Disuelto
ppm	Partes por Millón

cfm	Pie Cúbico por minuto
pH	Potencial de Hidrógeno
psi	Pound Square Inch
rpm	Revoluciones por Minuto
s	Segundo
SST	Sólidos Suspendidos Totales
SSV	Sólidos Suspendidos Volátiles
T	Temperatura
t	Tiempo
V	Volumen

# ÍNDICE GENERAL

<b>AGRADECIMIENTOS</b> .....	II
<b>DEDICATORIA</b> .....	III
<b>RESUMEN</b> .....	VI
<b>ABREVIATURAS</b> .....	VIII
<b>SIMBOLOGÍA</b> .....	IX
<b>ÍNDICE GENERAL</b> .....	XII
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b> .....	XV
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b> .....	XVII
<b>CAPÍTULO 1</b> .....	1
<b>ANTECEDENTES DEL ESTUDIO DE INGENIERÍA</b> .....	1
1.1 Preámbulo .....	2
1.2 Justificación y planteamiento del problema .....	4
1.3 Hipótesis .....	10
1.4 Objetivos .....	12
1.4.1 Objetivo General .....	12
1.4.2 Objetivos Específicos .....	13
1.5 Metodología general .....	13
<b>CAPÍTULO 2</b> .....	18
<b>BASES TEÓRICAS</b> .....	18
2.1 Tratamiento fisicoquímico y biológico de las aguas residuales .....	19
2.2 Parámetros usados en el modelado del proceso de lodos activados ..	23
2.2.1 Demanda Bioquímica de Oxígeno .....	23
2.2.2 Demanda Química de Oxígeno .....	25

2.2.3 Sólidos Suspendidos Totales y Volátiles .....	28
2.2.4 Oxígeno Disuelto .....	29
2.3 Cinética del crecimiento microbiano .....	29
2.3.1 Crecimiento y metabolismo celular.....	29
2.3.2 Leyes de Velocidad .....	34
2.3.3 Coeficientes de transformación .....	37
2.3.4 Efectos del pH, nutrientes y Temperatura .....	38
2.4 El modelo de lodos activos .....	41
2.4.1 Balances de materia y energía .....	41
2.4.2 Variables de diseño y operación .....	45
<b>CAPÍTULO 3.....</b>	<b>52</b>
<b>PRUEBAS EXPERIMENTALES Y CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO.</b>	<b>52</b>
3.1 Construcción y operación del reactor prototipo .....	53
3.1.1 Diseño y limitaciones del prototipo .....	53
3.1.2 Procedimiento de operación.....	54
3.2 Análisis por regresión lineal para obtención de la biocinética.....	55
3.3 Caracterización del proceso industrial .....	56
3.3.1 Análisis estadístico de caudales.....	56
3.3.2 Análisis estadístico de cargas contaminantes .....	58
3.3.3 Test de jarras (Jar test) .....	62
3.3.4 Caracterización del tratamiento secundario .....	70
<b>CAPÍTULO 4.....</b>	<b>75</b>
<b>ANÁLISIS DE RESULTADOS.....</b>	<b>75</b>
4.1 Análisis de datos obtenidos de las pruebas cinéticas.....	76
4.1.1 Determinación de los parámetros biocinéticos .....	76
4.1.2 Calibración del modelo cinético .....	78
4.2 Modelización dinámica del reactor industrial .....	81
4.2.1 Variables escogidas en las simulaciones .....	81
4.2.2 Simulación del proceso de lodos activados.....	82

4.3 Evaluación del proceso de lodos activos en estado estacionario .....	87
4.3.1 Análisis hidráulico del equipo de aireación .....	87
4.3.2 Análisis del sedimentador de lodos activados .....	92
4.3.3 Análisis de costos de operación .....	99
<b>CAPÍTULO 5</b> .....	104
<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b> .....	104
CONCLUSIONES .....	105
RECOMENDACIONES.....	107
<b>ANEXOS</b> .....	109
<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	127

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1. 1</b>	Diagrama secuencial Planta de Tratamiento .....	6
<b>Figura 1. 2</b>	Calidad efluente PTAR, SST.....	7
<b>Figura 1. 3</b>	Calidad efluente PTAR, DBO <sub>5</sub> .....	8
<b>Figura 1. 4</b>	Calidad efluente PTAR, DQO .....	8
<b>Figura 1. 5</b>	Metodología general del proyecto .....	14
<b>Figura 2. 1</b>	Ciclo de contaminación de un cuerpo de agua .....	19
<b>Figura 2. 2</b>	Etapas de tratamiento del agua residual (sewage) .....	20
<b>Figura 2. 3</b>	Diagrama esquemático del proceso de lodos activos convencional.....	22
<b>Figura 2. 4</b>	Representación fraccional de la DBO: Orgánicos, masa bacteriana y oxígeno consumido en la prueba.....	24
<b>Figura 2. 5</b>	Ramificación moderna de la Demanda Química de Oxígeno. ...	27
<b>Figura 2. 6</b>	Metabolismo bacteriano aerobio .....	32
<b>Figura 2. 7</b>	Curva de crecimiento bacteriano .....	33
<b>Figura 2. 8</b>	Diagrama de bloques del tratamiento por lodos activos.....	43
<b>Figura 2. 9</b>	Curva de sedimentación zonal.....	50
<b>Figura 3. 1</b>	Vista frontal reactor de laboratorio. ....	53
<b>Figura 3. 2</b>	Resuspensión de lodos, reactor continuo .....	54
<b>Figura 3. 3</b>	Curva de probabilidad normal .....	58
<b>Figura 3. 4</b>	Curva de probabilidad lognormal .....	58
<b>Figura 3. 5</b>	Resultados de la prueba K-S en Minitab.....	60
<b>Figura 3. 6</b>	Resultados de la prueba de Student en Minitab .....	61
<b>Figura 3. 7</b>	Equipo utilizado, jar test Phipps & Bird PB 750.....	63
<b>Figura 3. 8</b>	Determinación pH óptimo, prueba de jarras #1.....	64
<b>Figura 3. 9</b>	Prueba de jarras sin aplicación de polielectrolito .....	66
<b>Figura 3. 10</b>	Pruebas de jarras, con polielectrolito .....	66
<b>Figura 3. 11</b>	SST residual a diferentes dosis de sulfato, pH 6 .....	67
<b>Figura 3. 12</b>	Remoción de SST vs. dosis de sulfato, pH 6 .....	67
<b>Figura 3. 13</b>	Remoción de SST vs. dosis combinada, pH 6 .....	68
<b>Figura 3. 14</b>	Remoción de SST vs. dosis de sulfato, pH 7 .....	68
<b>Figura 3. 15</b>	Remoción de SST vs. dosis combinada, pH 7 .....	69

<b>Figura 3. 16</b>	Muestras del reactor analizadas en laboratorio .....	71
<b>Figura 3. 17</b>	Materiales utilizados Prueba de sedimentación .....	73
<b>Figura 3. 18</b>	Curvas de sedimentación obtenidas del lodo activado de purga. .....	74
<b>Figura 4. 1</b>	Ajuste lineal para determinación de $\mu_m$ y $K_s$ .....	76
<b>Figura 4. 2</b>	Ajuste lineal para determinación de $Y$ .....	77
<b>Figura 4. 3</b>	Ajuste lineal para determinación de $k_d$ .....	78
<b>Figura 4. 4</b>	Resultados de la calibración en Polymath .....	80
<b>Figura 4. 5</b>	Gráfica de residuos – calibración del modelo .....	80
<b>Figura 4. 6</b>	Variación del caudal de purga en el reactor de lodos activos ....	83
<b>Figura 4. 7</b>	Variación de la tasa de recirculación en el reactor de lodos activos.....	84
<b>Figura 4. 8</b>	Gráfico de contorno para el sustrato de salida, en función de las variables manipulables .....	84
<b>Figura 4. 9</b>	Modelo dinámico de la planta desarrollado en Simulink .....	85
<b>Figura 4. 10</b>	Variables de entrada: caudales y sustrato de entrada .....	86
<b>Figura 4. 11</b>	Resultados de la simulación dinámica con entradas sinusoidales .....	87
<b>Figura 4. 12</b>	Diagrama isométrico, línea de aireación .....	88
<b>Figura 4. 13</b>	Obtención del modelo de sedimentación .....	92
<b>Figura 4. 14</b>	Esquema para el análisis de flujos de sólidos en base a los ensayos de sedimentación .....	94
<b>Figura 4. 15</b>	Gráfica de flujo de sólidos para el sedimentador secundario en condiciones de carga pico .....	95
<b>Figura 4. 16</b>	Análisis comparativo de los costos por insumos químicos actuales y óptimos .....	102
<b>Figura 4. 17</b>	Gráfico comparativo de costos operativos mensuales .....	103



## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla I.</b> Límites de descarga a un cuerpo de agua dulce .....	3
<b>Tabla II.</b> Tipos de análisis efectuados a muestras de agua.....	15
<b>Tabla III.</b> Dosis típicas de químicos seleccionados en el tratamiento primario .....	21
<b>Tabla IV.</b> Valores de los coeficientes cinéticos para el proceso de lodos activos.....	36
<b>Tabla V.</b> Coeficientes de temperatura .....	40
<b>Tabla VI.</b> Parámetros de operación en lodos activos de mezcla completa...	48
<b>Tabla VII.</b> Datos estadísticos Caudales - Primer Semestre 2012 .....	57
<b>Tabla VIII.</b> Cargas contaminantes y eficiencias globales solubles.....	59
<b>Tabla IX.</b> Determinación del pH óptimo en las pruebas de jarras.....	65
<b>Tabla X.</b> Caracterización reactor de lodos activos.....	71
<b>Tabla XI.</b> Datos obtenidos primera prueba biocinética .....	76
<b>Tabla XII.</b> Datos obtenidos segunda prueba biocinética.....	77
<b>Tabla XIII.</b> Datos experimentales usados en la calibración del modelo.....	79
<b>Tabla XIV.</b> Análisis hidráulico del aireador en Excel.....	91
<b>Tabla XV.</b> Resultados obtenidos de las curvas de sedimentación .....	92
<b>Tabla XVI.</b> Parámetros de evaluación y geometría del sedimentador secundario .....	94
<b>Tabla XVII.</b> Valores críticos sedimentación .....	96
<b>Tabla XVIII.</b> Diseño del sedimentador en Matlab.....	99
<b>Tabla XIX.</b> Consumos actuales y óptimos de químicos .....	102

**CAPÍTULO 1**

**ANTECEDENTES DEL ESTUDIO DE**

**INGENIERÍA**

## 1.1 Preámbulo

La importancia del recurso natural agua en la vida, como medio universal para el desarrollo de distintos procesos biogeoquímicos como el ciclo hidrológico, su aplicación en la vida cotidiana y su uso indispensable en diferentes lugares, tales como una ciudad, una comunidad o una industria, hacen de éste el componente vital por excelencia en el planeta, y por ende ha sido objeto en la evaluación de impactos ambientales que puedan ser ocasionados por la falta de este recurso o un desbalance provocado por la adición de otros componentes químicos que reducen su calidad y limitan el aprovechamiento por parte de los seres vivos en cada una de las diferentes actividades realizadas.

Una comunidad o sector en particular pueden ser descritos mediante un sistema abierto, en el cual se dispone del agua que es abastecida (entrada), pasando por distintos procesos, y generando salidas como ciertos productos de interés para el sistema y también residuos líquidos, sólidos y emisiones atmosféricas. Los residuos líquidos en particular, comúnmente denominados “aguas servidas” o “aguas residuales”, son esencialmente las aguas suministradas al sistema, una vez que han sido utilizadas en una variedad de aplicaciones, arrastrando distintos componentes en suspensión y otros solubilizados, que alteran la composición y la calidad del agua inicial.

Las normas ambientales en el país, acorde al Texto Unificado de Legislación Secundaria Medio Ambiental (TULSMA), vigente desde el 31 de marzo del 2003, por el Decreto Ejecutivo 3516, en el Registro Oficial No.2, establecen las políticas ambientales básicas en el Ecuador, y dentro de ésta, el Libro VI (De la calidad ambiental), proporcionando la información necesaria sobre los límites de descarga de las aguas residuales, como es presentada en la siguiente tabla, para ciertos parámetros de importancia en el análisis de las aguas residuales.

**Tabla I. Límites de descarga a un cuerpo de agua dulce**

Parámetro	Expresado como:	Unidades	Límite máximo permisible
Aceites y Grasas	Sustancias solubles en hexano	mg/L	30
Demanda Bioquímica de Oxígeno (5 días)	DBO <sub>5</sub>	mg/L	100
Demanda Química de Oxígeno	DQO	mg/L	250
Sólidos Suspendidos Totales	SST	mg/L	100
Temperatura	-	°C	<35°C

Fuente: Ministerio del Ambiente (2003)

El estudio cinético de las Plantas de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) de tipo industrial, diseñadas para depurar los desechos líquidos generados en el proceso de producción y de sus alrededores, permite

evaluar su rendimiento y eficiencia a través de ensayos experimentales determinando los parámetros que gobiernan la rapidez con la que los contaminantes presentes en el agua residual pueden ser degradados. Para caracterizar el proceso bioquímico, estos parámetros biocinéticos son obtenidos mediante la operación de plantas piloto a pequeña escala, operando en régimen batch o en flujo continuo, por un tiempo determinado.

Los balances de materia y energía, permiten determinar las condiciones de salida del agua tratada y su grado de restablecimiento, al menos en parte, con respecto a su condición inicial, tal como lo exigen las normas ambientales para descarga de efluentes a diferentes cuerpos de agua y al alcantarillado.

Con el auge de los simuladores de procesos comerciales y la revolución informática, a partir de los años 80 y la robustez de las computadoras modernas, es posible facilitar la resolución numérica de numerosos modelos matemáticos para diferentes tratamientos biológicos, prediciendo los cambios que se pueden originar en las variables de salida frente a perturbaciones internas y externas conocidas.

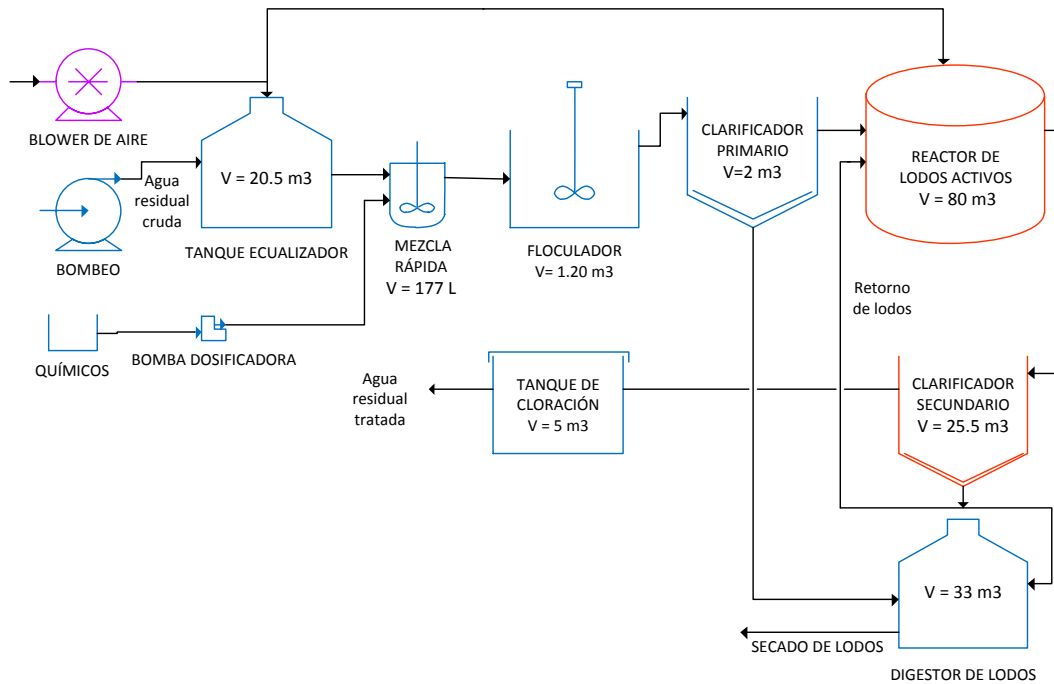
## **1.2 Justificación y planteamiento del problema**

Las aguas residuales son aguas contaminadas con materia orgánica, componentes tóxicos y microorganismos patógenos procedentes de

desechos humanos y actividades industriales, las cuales se originan en una industria o en una comunidad. Su composición básica en peso es de un 99.94% agua y el remanente 0.06% es material disuelto y suspendido en la misma [1].

Estas aguas contaminadas no pueden ser descargadas directamente a la alcantarilla o a un cuerpo de agua, ya que poseen un alto contenido de materia orgánica putrescible, y exceso de nutrientes que desencadenan en problemas de eutrofización en ríos y lagos, y además pueden contener potenciales agentes tóxicos o carcinógenos que ponen en riesgo la salud de las personas y de los ecosistemas [2].

Las aguas residuales de la panificadora en estudio (Tiosa S.A.), ubicada en la ciudad de Guayaquil, son generadas mayormente en la limpieza de la producción, comedores y baños. Para tratar estas aguas se diseñó y construyó una planta de tratamiento en el año 2005, en la cual se incluía el tratamiento primario del agua (ecualizador, mezcla rápida y sedimentación), tratamiento secundario (reactor de lodos activos y sedimentación final), y desinfección del efluente.



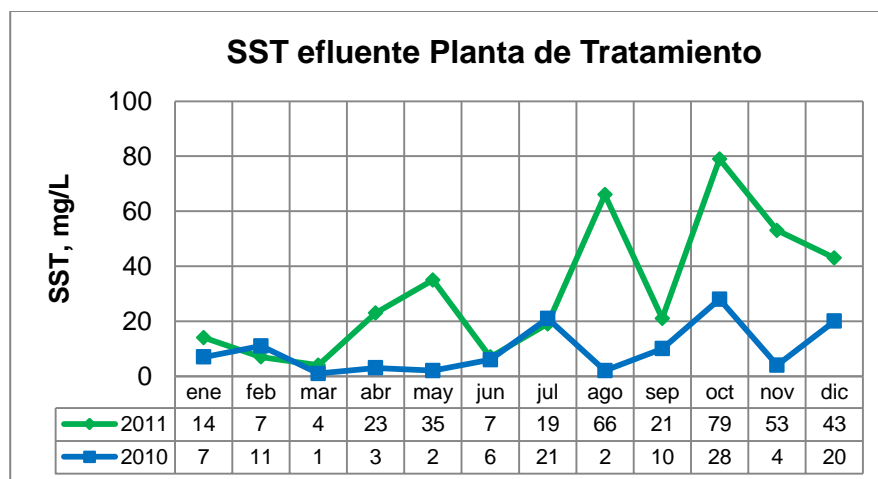
**Figura 1. 1 Diagrama secuencial Planta de Tratamiento**  
**Fuente: Morales, A.**

Para la estabilización biológica de los lodos generados la empresa incluyó un digestor aerobio, y lechos de secado para la deshidratación y recolección de los fangos digeridos y eliminados en la planta de tratamiento.

Durante los últimos años, el incremento de la producción y la expansión de la planta procesadora de alimentos ha llevado a un mayor flujo de residuos líquidos de tipo doméstico - industrial, y considerando la normativa ambiental vigente en el país [3], es oportuno determinar el estado actual de la planta de tratamiento.

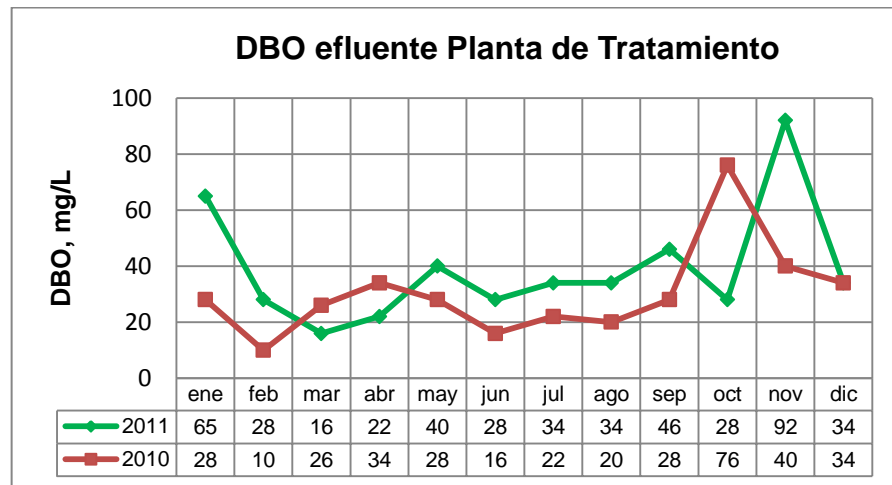
La eficiencia del tratamiento primario y secundario se da en términos de la remoción de sólidos y materia orgánica, mediante los parámetros SST (Sólidos Suspendidos Totales) y DBO<sub>5</sub> (Demanda Bioquímica de Oxígeno), DQO (Demanda Química de Oxígeno), respectivamente [2].

La calidad del efluente tratado durante los últimos dos años se muestra en las Figuras 1.2, 1.3 y 1.4, donde se observa un aumento en la concentración promedio mensual de SST, DQO y DBO<sub>5</sub> en el año 2011 con respecto al año 2010; si bien éste cumple con los límites establecidos, no se logra identificar una estabilidad en el proceso, ya que aumentan los contaminantes del efluente en época invernal y no es posible predecir el porcentaje de remoción de contaminantes (y por ende su eficiencia) al no disponer de datos de entrada del agua residual.

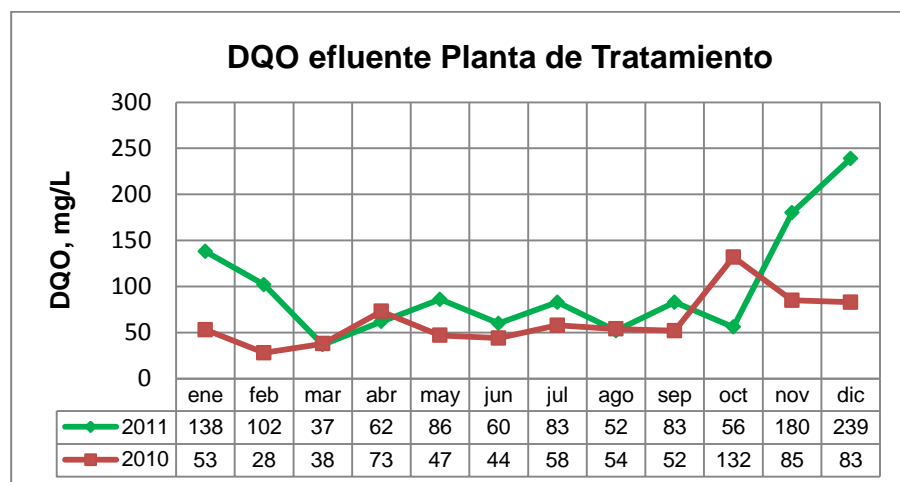


**Figura 1. 2 Calidad efluente PTAR, SST**  
Fuente: Tiosa S.A., 2012





**Figura 1. 3 Calidad efluente PTAR, DBO<sub>5</sub>**  
Fuente: Tiosa S.A., 2012



**Figura 1. 4 Calidad efluente PTAR, DQO**  
Fuente: Tiosa S.A., 2012

En base a los informes diarios de la planta, no se ha podido establecer una dosis apropiada de los químicos que ayudan a remover el material suspendido del agua en el tratamiento primario; las concentraciones de sulfato de aluminio y cal pueden llegar hasta 1000 mg/L (ppm), dependiendo del estado de la planta y la calidad del agua entrante.

Los valores típicos reportados en la literatura de dosis de sulfato de aluminio varían en un rango de 75 – 250 mg/L, luego mediante un test de jarras, es posible obtener las dosis óptimas acorde al agua residual problema, tiempos de residencia de los tanques de proceso y potencia de los agitadores, que influyen en la operación de mezclado y la eficiencia en la remoción de sólidos suspendidos totales [4].

Si bien durante muchos años se ha empleado la  $DBO_5$  y en menor proporción la DQO total para la caracterización de la materia orgánica de las aguas residuales, la DQO biodegradable es el parámetro principal de la materia carbonácea en los modelos actuales de simulación por ordenador. Aplicando un balance de materia de DQO, la ruta del material carbonáceo oxidado y el material incorporado a la biomasa es más fácil de seguir y cuantificar [2].

Por estos motivos expuestos anteriormente, el presente estudio a realizar permite evaluar la eficiencia de la planta de tratamiento mediante pruebas de laboratorio y de campo, estableciendo mejoras de acuerdo al conocimiento del proceso y los recursos disponibles.

Los resultados del proyecto podrán ser usados para mejorar las condiciones de operación de la planta, reduciendo los impactos ambientales originados en dicho lugar. Esto se podrá corroborar en los análisis fisicoquímicos e informes de operación.

El estudio además constituye el inicio para el análisis del rendimiento global de la planta de tratamiento de aguas, partiendo del sistema biológico como punto de partida para la mejora y reingeniería del tratamiento y la disposición final de los lodos generados.

### **1.3 Hipótesis**

#### **Antecedentes para el planteamiento de la hipótesis 1:**

La DQO soluble (que contiene materia soluble y coloidal) puede ser usada como parámetro aproximado de la materia orgánica biodegradable en el agua residual como alternativa a otros métodos clásicos, ya que el tiempo para obtener los resultados de la DQO generalmente son de tres horas a diferencia del método de la DBO cuyo análisis dura 5 días, además no se requerirían de pruebas especializadas por respirometría o precipitación para obtener la verdadera DQO biodegradable [2].

La caracterización del sistema en base a la DQO se efectúa indirectamente en base a la eficiencia de la planta, y por una prueba estadística con dichos datos se determina si la DQO soluble es el parámetro apropiado para caracterizar la carga contaminante al reactor biológico.

Según lo expuesto anteriormente, se plantea la primera hipótesis:

**Hipótesis 1: En base a la eficiencia del proceso en estudio, la DQO soluble es el parámetro que caracteriza la carga contaminante de las aguas residuales al reactor de lodos activos en una planta alimentaria.**

**Antecedentes para el planteamiento de la hipótesis 2:**

Se conoce que una dosificación apropiada de químicos y el pH influyen en la calidad del afluente al reactor de lodos activos. Yim et al. [5] estudiaron la tratabilidad de residuos líquidos de diferentes panificadoras y reposterías analizando diferentes parámetros fisicoquímicos. Caracterizan el agua residual con un alto grado de biodegradabilidad, similar al agua residual urbana pero con un desbalance en nitrógeno y fósforo. Además, encuentran el sulfato de aluminio y férrico efectivos en el tratamiento primario de dichas aguas.

Posteriores trabajos reportan una dosis óptima de sulfato de aluminio y cloruro férrico en un rango de 90 – 100 mg/L, para aguas residuales de baja carga orgánica provenientes de panificadoras con pH de 4.5, SST de 240 mg/L y DQO de 1307 mg/L. Se observa una remoción en términos de DQO y SST del 55% y 95% respectivamente, a un pH óptimo de 6.0. Se encuentra además, que el cloruro férrico es más efectivo que el sulfato de aluminio [6].

El tratamiento con polielectrolitos aplicados a plantas de aguas residuales provenientes de panificadoras es limitado, sin embargo, estudios recientes con efluentes de curtido demuestran que ciertos polímeros comerciales catiónicos (Praestol 650 TR) son eficientes cuando se combinan en dosis bajas (< 5 mg/L) con sulfato de aluminio, logrando una remoción del material suspendido en un 89% [7].

Los trabajos mencionados permiten establecer un estado de referencia sobre las dosis requeridas de químicos para las pruebas experimentales.

En base a los estudios realizados sobre el tratamiento primario de aguas residuales en panificadoras industriales, se plantea la segunda hipótesis:

**Hipótesis 2: La dosificación óptima mediante pruebas experimentales de los coagulantes usados en la depuración de agua tratada permitirían obtener remociones mayores al 89% de sólidos suspendidos totales, reduciendo el consumo excesivo de químicos e influyendo en la economía de la fábrica.**

## **1.4 Objetivos**

### **1.4.1 Objetivo General**

Evaluar la eficiencia del tratamiento de las aguas residuales de una panificadora industrial en base al reactor de lodos activos mediante pruebas experimentales, la determinación de sus parámetros

biocinéticos en laboratorio y la aplicación del modelo cinético en un software informático.

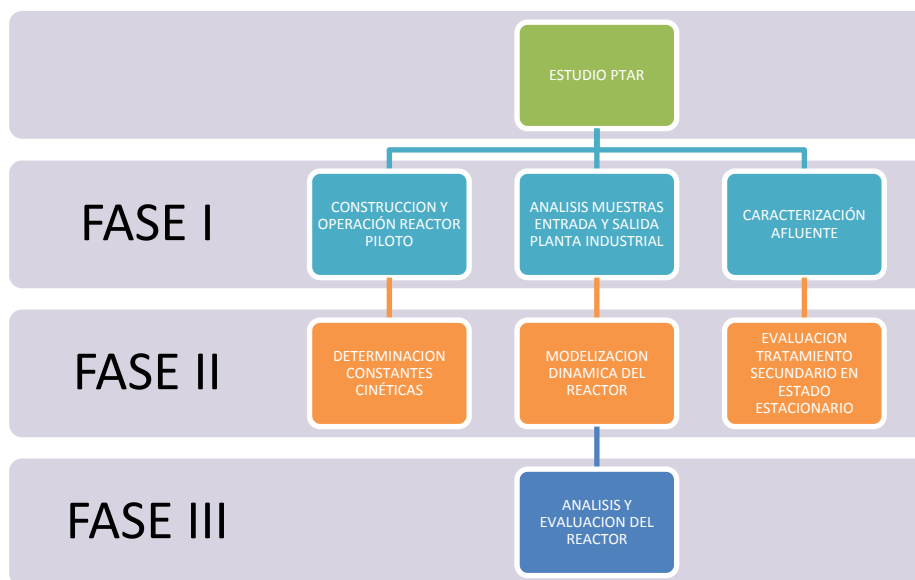
#### **1.4.2 Objetivos Específicos**

- Diseñar y construir un prototipo de reactor a nivel de laboratorio para la determinación de parámetros biocinéticos.
- Determinar las dosis óptimas de químicos para el tratamiento primario del agua y valorar su impacto en la economía global de la planta.
- Evaluar la operación en estado estacionario de los sistemas de aireación y sedimentación de lodos activados.
- Estudiar y analizar el comportamiento del reactor de lodos activados, frente a perturbaciones originadas en las variables de entrada al sistema, realizando la simulación dinámica en MATLAB.

#### **1.5 Metodología general**

La evaluación del reactor biológico industrial y su modelización se realizó efectuando pruebas experimentales en planta y laboratorio para caracterizar el afluente y obtener la cinética del proceso; además de procesar los datos obtenidos de las muestras a la entrada y salida del

proceso primario y secundario, con el fin de obtener las condiciones promedio de operación.



**Figura 1. 5 Metodología general del proyecto**  
Fuente: Morales, A.

**FASE I: Análisis de muestras, pruebas experimentales y operación de la planta piloto.**

Para los análisis realizados al agua problema, se tomaron muestras en recipientes de plástico, y se midieron los parámetros indicados a continuación:

**Tabla II. Tipos de análisis efectuados a muestras de agua**

TIPO DE ANALISIS	AGUA RESIDUAL (AFLUENTE)	LICOR MIXTO PLANTA Y PROTOTIPO	EFLUENTE PLANTA
DQO TOTAL Y SOLUBLE	X	X	X
SÓLIDOS (SST,SSV) * = jar test	X*	X	X
TEMPERATURA		X	
pH		X	

Fuente: Morales, A.

Los análisis de DQO, DQO soluble y sólidos suspendidos totales y volátiles, se realizaron acorde a los procedimientos estandarizados para aguas potables y residuales [8], en laboratorios especializados en el DCQA - ESPOL y la Universidad de Guayaquil.

Se realizaron pruebas de jarras para caracterizar la entrada al reactor (afluente) y encontrar las dosis óptimas de sulfato de aluminio y cal apagada, químicos usados en el tratamiento primario de la planta. La dosis apropiada se obtiene siguiendo un criterio de remoción de SST establecido y evaluando el pH óptimo en las muestras.

Adicionalmente, se realizaron ensayos sobre la sedimentación de los lodos activos de la planta, con el fin de evaluar el estado actual del clarificador secundario.



## **FASE II: Determinación constantes biocinéticas y modelización del reactor.**

Se estimaron los parámetros que gobiernan la cinética de la reacción neta de crecimiento celular, tomando como base la ecuación de Monod a la temperatura de trabajo del reactor de laboratorio.

Aplicando el balance de sustrato y biomasa para el reactor, se procedió a determinar las constantes biocinéticas que gobiernan el proceso:  $Y$ ,  $K_d$ ,  $k$ ,  $K_s$ .

La modelización dinámica se realizó usando las constantes biocinéticas calibradas con los datos de la planta y las variables de diseño, bajo diferentes escenarios de modelización.

## **FASE III: Análisis y evaluación del reactor**

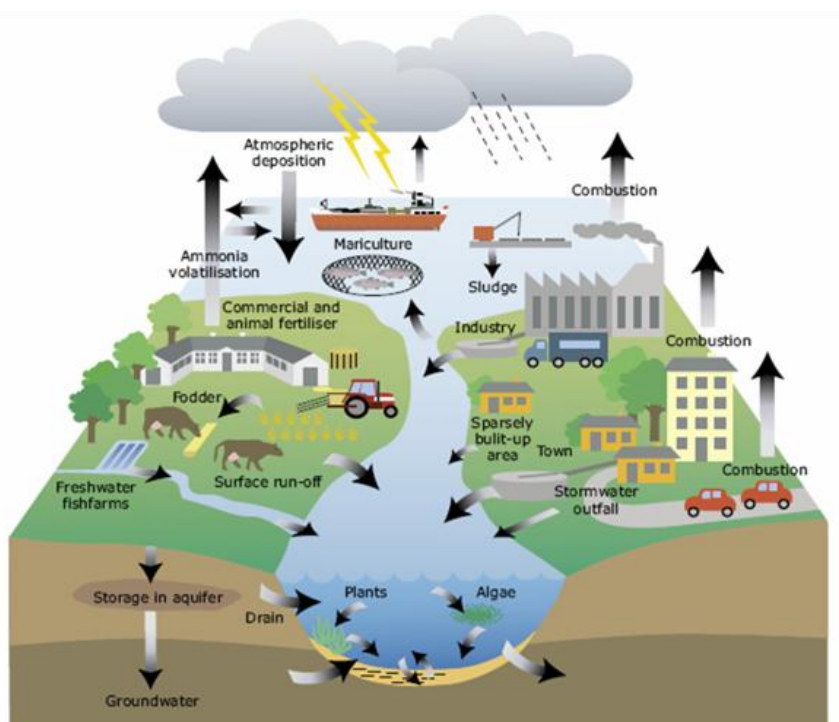
Utilizando los balances de sustrato y biomasa en estado no estacionario, se procedió a evaluar la eficiencia del reactor, en base a los parámetros de salida del mismo, y analizando la respuesta del proceso frente a perturbaciones externas, considerando el efecto en la remoción de materia orgánica y sólidos al modificar los caudales de entrada, recirculación y carga orgánica al reactor. También se evaluó la eficiencia en los procesos físicos de aireación y sedimentación, considerando los

requerimientos hidráulicos de dichos sistemas en las condiciones actuales de operación.

**CAPÍTULO 2**  
**BASES TEÓRICAS**

## 2.1 Tratamiento fisicoquímico y biológico de las aguas residuales

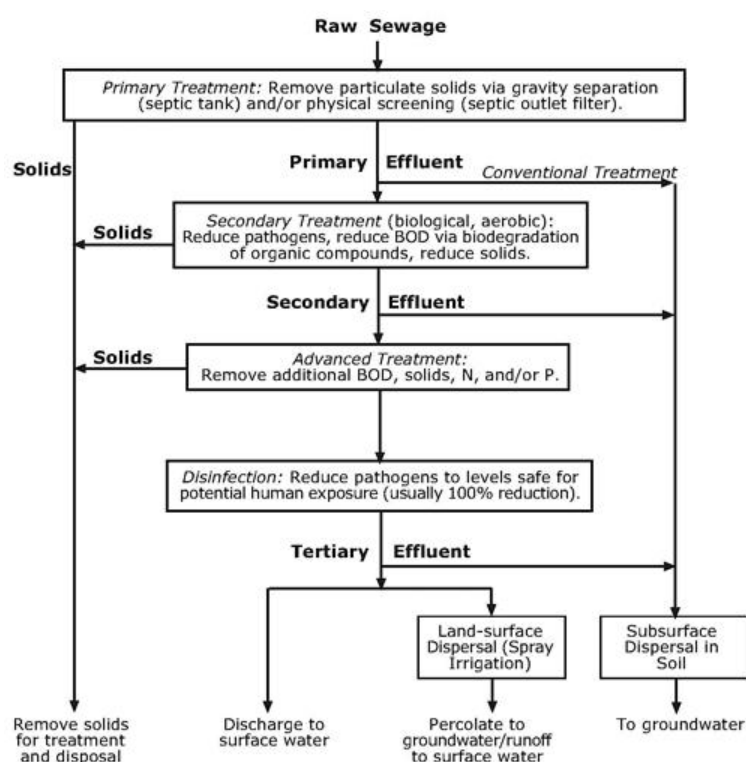
Las aguas residuales, producto de la actividad humana, deben ser tratadas antes de llegar a su cauce original, ya que, inevitablemente, su calidad se degrada al ser usada. Los efectos de la calidad de los cuerpos de agua receptores por el envío de aguas de desecho, se observa a continuación:



**Figura 2. 1 Ciclo de contaminación de un cuerpo de agua**  
Fuente: Danish EPA, 2003

Los métodos de tratamiento de estas aguas contaminadas combinan operaciones unitarias (procesos físicos) y procesos unitarios (múltiples reacciones químicas y biológicas), y cada uno de estos procesos se acoplan para dar lugar a tres etapas en la depuración de aguas:

tratamiento primario (eliminación sólidos gruesos, coagulación, floculación y sedimentación), tratamiento secundario o biológico y tratamiento terciario (nitrógeno, fósforo u otros componentes resistentes al tratamiento biológico), tal como se presenta en el siguiente diagrama:



**Figura 2. 2 Etapas de tratamiento del agua residual (sewage)**  
Fuente: Zipper, C., 2013

Previo al tratamiento biológico, el agua es tratada por medios físicos y químicos, donde se aplican coagulantes y floculantes para desestabilizar la materia coloidal (coagulación) y originar la aglomeración de dichas partículas (floculación).

En los procesos de tratamiento de aguas, los compuestos químicos más usados son sales metálicas que forman precipitados además de ciertos complejos, y los polielectrolitos, agentes que coadyuvan en la coagulación y floculación con la formación de puentes entre las partículas y dándole peso a los flóculos formados.

La eficacia de los coagulantes metálicos y su acción desestabilizadora dependen del pH y de la característica del agua residual a tratar ya que afectan al equilibrio de solubilidad de ciertos componentes en el agua, a diferencia de los polímeros, los cuales trabajan independientemente del pH del afluente al sistema fisicoquímico.

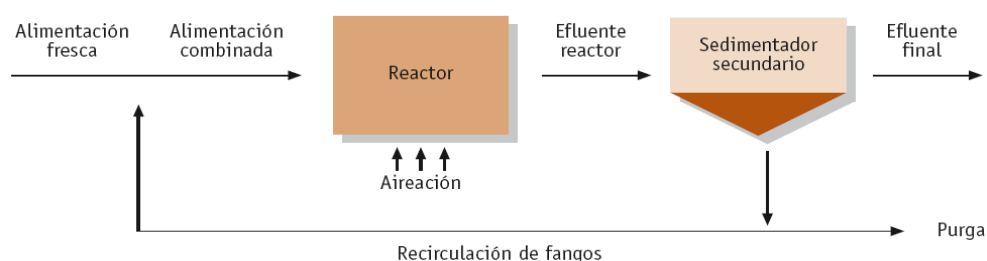
La separación de los sólidos primarios se realiza en un sedimentador, en el cual la velocidad de flujo se reduce para provocar el asentamiento de los sólidos sedimentables por acción de la gravedad, bajo un tiempo de retención determinado.

**Tabla III. Dosis típicas de químicos seleccionados en el tratamiento primario**

Coagulant	Dosage (ppm)	pH
Alum	75 - 250	4.5 - 7.0
FeCl <sub>3</sub>	35 - 150	4.5 - 7.0
FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O	70 - 200	4.0 - 7.0
Lime	150 - 500	9.0 - 11.0
Cationic Electrolytes	2 - 5	---
Nonionic and Anionic Electrolytes	0.25 - 1.0	---

Fuente: Eckenfelder, W., 2000

El tratamiento biológico de las aguas residuales consiste en la remoción de materia orgánica soluble y en estado coloidal por medio de reacciones “catalizadas” por microorganismos y después separando la biomasa generada del agua tratada, logrando así una eliminación, en términos de materia biodegradable y suspendida, mayor al 85% en el proceso [11]. “Los procesos biológicos más usados en las plantas de tratamiento son los de cultivos en suspensión (lodos activos) y cultivos fijos (filtros percoladores)” [2].



**Figura 2. 3 Diagrama esquemático del proceso de lodos activos convencional**

**Fuente: Rodríguez, A., 2006**

La importancia del tratamiento de las aguas residuales radica en cumplir el objetivo de preservar la salud pública y reducir los impactos ambientales a los ecosistemas. El conocimiento de las características físicas, químicas y biológicas de dichas aguas, los constituyentes presentes en ella y sus potenciales impactos al ambiente al ser dispersadas, más su transformación y destino final en los distintos procesos de tratamiento seleccionados, son fundamentales para lograr

los objetivos planteados en cualquier proyecto de ingeniería ambiental [1,13].

## **2.2 Parámetros usados en el modelado del proceso de lodos activados**

### **2.2.1 Demanda Bioquímica de Oxígeno**

La Demanda Bioquímica de Oxígeno, escrito como DBO o  $DBO_5$ , es el parámetro de control de contaminación orgánica más usado en aguas superficiales y residuales [2]. Se define como la cantidad de oxígeno disuelto en el agua usado por microorganismos heterótrofos para oxidar bioquímicamente la materia orgánica, en un periodo de incubación de cinco días, a 20°C [14].

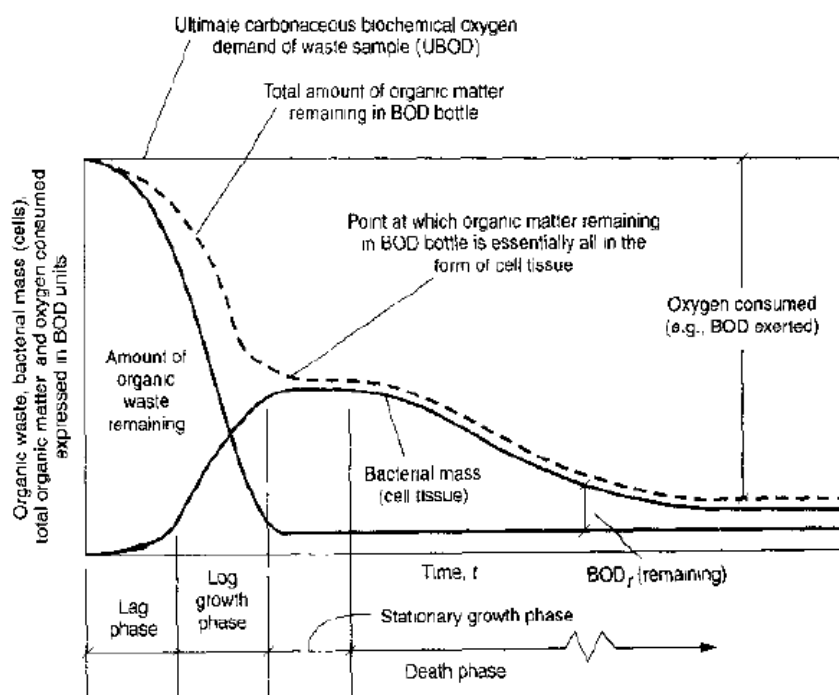
Este parámetro, establecido en 1912 por la UK Royal Commission para descarga de efluentes a ríos y corrientes, es usado ampliamente para aproximar la cantidad de oxígeno necesario para estabilizar la materia orgánica, para diseñar y evaluar la eficiencia de una planta de tratamiento y como un parámetro de control de calidad de agua tratada, bajo las normas establecidas en cada país [13].

La determinación de la  $DBO_5$ , sin embargo, presenta algunas limitaciones, entre las que se encuentran: la aclimatación de las bacterias (inóculo) al sustrato problema, la toxicidad del agua



residual, el pretratamiento de la muestra para inhibir del proceso de nitrificación que conduzcan a resultados erróneos, y lo más importante, como lo resalta Metcalf & Eddy [2], con respecto al sustrato rápidamente asimilado por los microorganismos:

**La validez estequiométrica que tiene esta prueba una vez que la materia orgánica soluble se ha consumido, y el relativo largo tiempo en que toma reportar los resultados. De todos los problemas mencionados, tal vez la limitación más seria de la DBO es que el periodo de cinco días podría o no corresponder al punto exacto en el cual la materia orgánica soluble ha sido consumida. La falta de dicha validez en todo tiempo reduce la utilidad de los resultados de estas pruebas (p.92-93).**



**Figura 2. 4 Representación fraccional de la DBO: Orgánicos, masa bacteriana y oxígeno consumido en la prueba.**

Fuente: Metcalf & Eddy, 2004

De todos modos, un análisis de DBO total y soluble, junto al parámetro DQO, son necesarios para estimar la DQO total biodegradable en el modelado del proceso de lodos activados [15].

### **2.2.2 Demanda Química de Oxígeno**

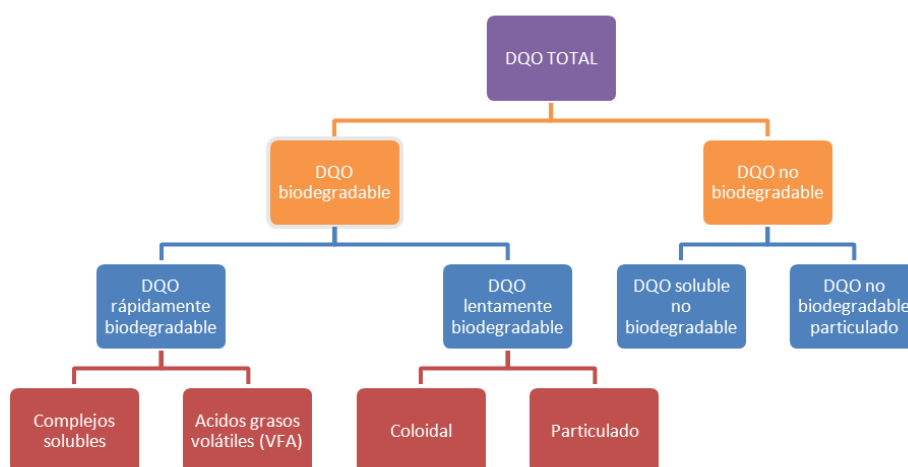
La Demanda Química de Oxígeno (abreviado como DQO) se define como el equivalente de oxígeno del contenido de materia orgánica susceptible de oxidación por un oxidante químico fuerte en solución ácida y a temperatura elevada, usándose en laboratorio para dicho propósito Permanganato de Potasio o una solución de Dicromato de Potasio por medio del análisis volumétrico de la muestra de agua. Para efectuar este análisis se viene realizando una variante de tipo colorimétrico, con muestras de 2 a 3 mL. Se realiza la reacción en viales con tapón roscado, a 150°C, durante dos horas. Este método ha sido aprobado por la Agencia de Protección Ambiental Americana, USEPA [14].

La DQO determina toda la materia orgánica biodegradable y no biodegradable oxidada por Dicromato o Permanganato, y es un parámetro útil para caracterizar aguas residuales industriales o aguas municipales con potencial de toxicidad elevado. Se presenta como alternativa a la  $DBO_5$  como parámetro de carga contaminante en las aguas residuales, con un tiempo de

realización total de tres horas como su principal ventaja, sin embargo también presenta algunas desventajas, las cuales están ligadas al hecho de que durante el análisis también son oxidados sulfuros, sulfitos, sulfatos y hierro (II), los cuales aportan con una demanda inorgánica al resultado. También es importante notar que ciertos compuestos aromáticos y la piridina no son oxidados en la prueba, y que una alta concentración de cloruros puede interferir en la digestión de la muestra [13].

A medida que el tratamiento biológico del agua residual ha ido avanzando en sus métodos de tratamiento y modelización, incluyendo la eliminación biológica de nutrientes, se ha vuelto esencial fraccionar los distintos componentes de la DQO.

La ramificación moderna de la DQO, como lo presentan Metcalf & Eddy [2], se muestra a continuación.



**Figura 2. 5 Ramificación moderna de la Demanda Química de Oxígeno.**

**Fuente: Metcalf & Eddy, 2004**

Los componentes más importantes en el fraccionamiento clásico de la Demanda Química de Oxígeno son la DQO soluble y DQO particulado, y ambos parámetros han sido estudiados ampliamente en la caracterización de aguas residuales. En laboratorio la parte soluble de la DQO se obtiene pasando la muestra a través de un filtro de membrana de 0.45 micras.

La DQO soluble, además de contener a la demanda biodegradable soluble, contiene compuestos solubles inertes (no biodegradables) en el afluente y compuestos solubles inertes microbianos producto del tratamiento biológico en el agua tratada [15].

### 2.2.3 Sólidos Suspendidos Totales y Volátiles

Las aguas residuales, contienen materiales sólidos que deben ser eliminados en los procesos de tratamiento y su contenido afecta en la producción de lodo, el cual es generado en la depuración.

Se define como sólidos suspendidos totales, la fracción de los sólidos totales del agua que pasa a través un filtro con tamaño de poro que varía entre 0.45 – 2 micras (típicamente 1,2 micras, material de fibra de vidrio). Se obtienen también a partir de la diferencia de los sólidos totales de la muestra y los sólidos disueltos de la muestra filtrada. Es el parámetro de control regulatorio más usado junto a la  $DBO_5$ , para medir la efectividad de un proceso de tratamiento [2].

La porción volátil de los sólidos en suspensión, en su mayor parte materia orgánica volatilizada a  $550^{\circ}C$ , se la conoce como Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV). Este parámetro es utilizado como una medida aproximada del crecimiento de la biomasa y del contenido de sólidos en sistemas biológicos de tratamiento, ya que también incluye material particulado orgánico susceptible de biodegradación y otros compuestos inertes que contribuyen a dicha medida.

## **2.2.4 Oxígeno Disuelto**

El oxígeno disuelto (OD) se presenta como un gas de baja solubilidad en el agua y dicha solubilidad es afectada por la temperatura, salinidad y la presión atmosférica. En aguas dulces la solubilidad de oxígeno oscila entre 7 ppm a 35°C y 14.6 ppm a 0°C, y una baja concentración de oxígeno limita la autodepuración de cuerpos de agua dulce [13].

En sistemas de tratamiento aerobios, es fundamental la medición de oxígeno disuelto, ya que está ligado a los requerimientos de respiración de los microorganismos, y debido a su baja solubilidad en el agua, se debe controlar esta variable para mantener una concentración mínima de 2 mg/L.

Por esta razón, los modelos matemáticos avanzados incluyen esta variable dentro de una ecuación de transporte adicional en simulaciones dinámicas utilizadas en el diseño y evaluación de plantas de lodos activados [2,14,15].

## **2.3 Cinética del crecimiento microbiano**

### **2.3.1 Crecimiento y metabolismo celular**

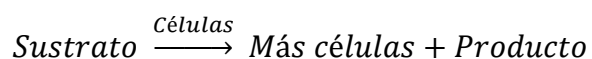
Los microorganismos aerobios presentes en los reactores de lodos activos trabajan en un ecosistema de cultivo mixto, en el cual

predominan las bacterias, organismos unicelulares procariotas con tamaño celular variable entre 0.5 y 2 micras. Un centímetro cúbico de agua residual puede contener miles de millones de bacterias [13].

A partir de numerosos estudios con aguas residuales domésticas e industriales, se reconoce que la fórmula aproximada de la composición celular de una bacteria aplicada en los cálculos estequiométricos y factores de transformación es  $C_5H_7NO_2$  o  $C_{60}H_{87}O_{23}N_{12}P$ , por ende se requiere un aporte esencial de nitrógeno y fósforo para promover un crecimiento adecuado de los microorganismos, aparte de micronutrientes tales como azufre, sodio, calcio, magnesio, potasio y hierro [13].

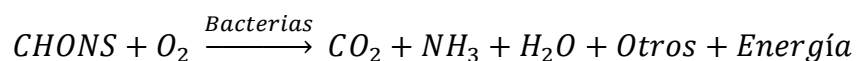
Al tener el agua residual materia orgánica soluble y coloidal, las bacterias y otros microorganismos se alimentan de la materia orgánica previamente hidrolizada enzimáticamente, y luego estos compuestos digeribles son metabolizados.

El metabolismo implica una serie de reacciones químicas complejas dentro de la célula, y por simplificación se considera la reacción generalizada para microorganismos aerobios, en el cual el sustrato agrupa la fuente de carbono, nitrógeno, oxígeno y fósforo [16].

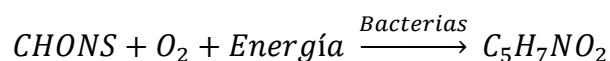


Dentro del metabolismo bacteriano, los procesos más importantes aplicados al tratamiento biológico son el catabolismo y el anabolismo. El catabolismo implica la biooxidación de compuestos químicos con la subsecuente liberación de energía. Esta energía es usada para las reacciones de anabolismo, en el cual se sintetizan macromoléculas complejas, a partir de compuestos de bajo peso molecular. Ambos procesos, aunque contrarios por naturaleza, se estudian como reacciones acopladas que trabajan en forma coordinada.

- Catabolismo (CHONS representa a la materia orgánica)

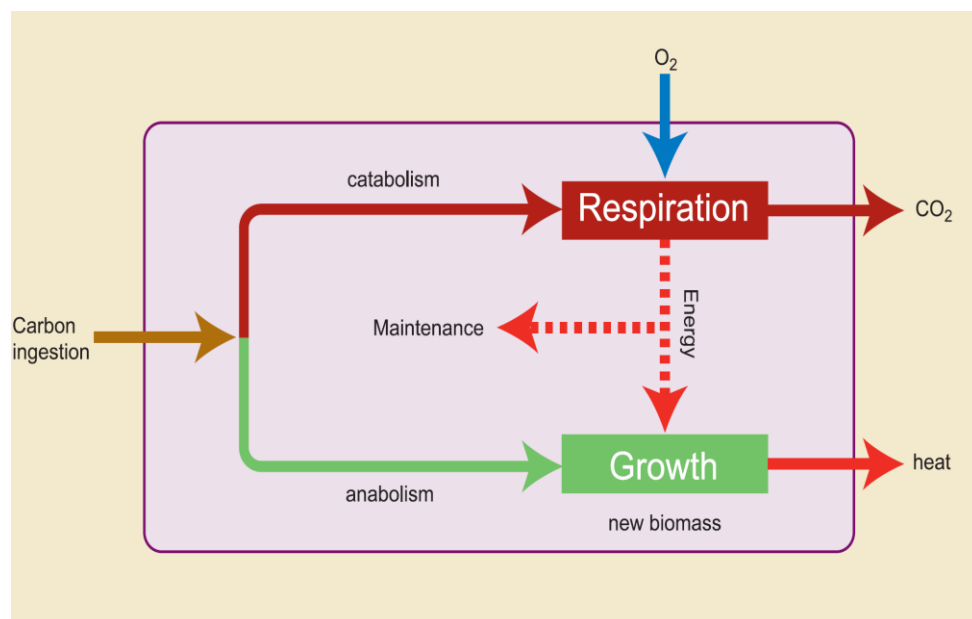


- Anabolismo



El proceso de respiración aeróbica encuentra su base en el catabolismo, mientras que el crecimiento y división celular está ligado al anabolismo. Junto a la ingestión, son los tres procesos más importantes a considerar en el metabolismo bacteriano y en los procesos biológicos en la planta de tratamiento [17].



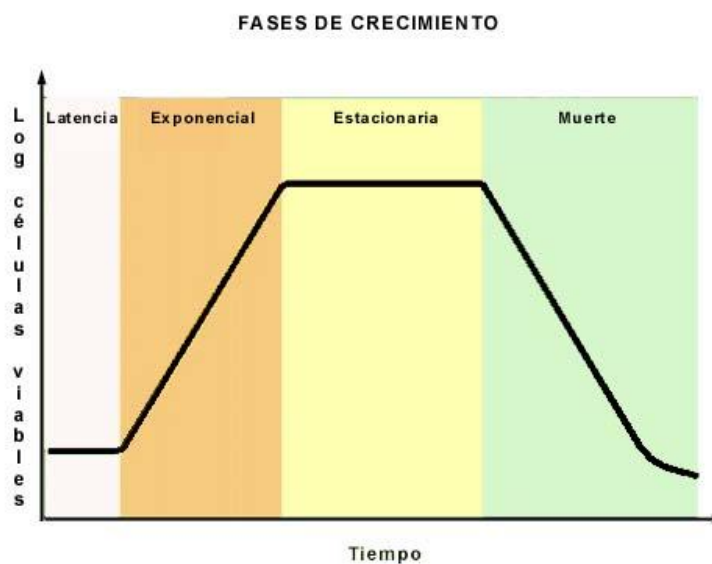


**Figura 2. 6 Metabolismo bacteriano aerobio**  
Fuente: Spencer, P., 2005

El crecimiento bacteriano generalmente se realiza mediante fisión binaria, y cada especie tiene un tiempo característico para doblar su especie, conocido como tiempo de generación, el cual puede ser de menos de 20 minutos hasta varios días. El crecimiento de los microorganismos es limitado por la cantidad de sustrato, nutrientes y el tamaño del sistema, y dicho patrón en función del número de organismos viables desarrollado en reactores por lote bajo un inóculo apropiado, sigue cuatro fases definidas [18]:

- **Fase de latencia (lag):** El crecimiento es casi nulo, ya que el inóculo se encuentra aclimatándose al medio de cultivo y sistema, para desarrollar la división celular.

- **Fase exponencial:** Al aclimatarse, las bacterias comienzan a reproducirse a una tasa acorde al tiempo generacional y a las características de la bacteria para metabolizar el sustrato.
- **Fase estacionaria:** Se alcanza una vez agotado el sustrato cuando el crecimiento de nuevas células iguala al número de celular muertas en el medio.
- **Fase de muerte:** Al no encontrar el sustrato para poder multiplicarse más la posible generación de subproductos tóxicos, la población bacteriana comienza a reducir su concentración.



**Figura 2. 7 Curva de crecimiento bacteriano**  
Fuente: Departamento de Microbiología UNAM, 2013

### 2.3.2 Leyes de Velocidad

El crecimiento de los microorganismos en un medio es auto catalítico, en el cual la velocidad de crecimiento es proporcional a la concentración de células:

$$r_g = \mu X$$

Donde:  $r_g$  = Velocidad de crecimiento celular, g SSV/m<sup>3</sup> – días  
 $\mu$  = Velocidad de crecimiento específica, días<sup>-1</sup>  
 $X$  = Concentración de la biomasa, g SSV/m<sup>3</sup>

El crecimiento de la biomasa en un cultivo es limitado por el sustrato disponible en el reactor y este efecto se incluye en la expresión propuesta por Monod en 1942 [2]:

$$\mu = \frac{\mu_m S}{K_s + S}$$

Donde:  $\mu$  = velocidad de crecimiento específica, días<sup>-1</sup>  
 $\mu_m$  = velocidad máxima de crecimiento específica, días<sup>-1</sup>  
 $S$  = Concentración de sustrato limitante, g DQO/m<sup>3</sup>  
 $K_s$  = Constante de semisaturación, g DQO/m<sup>3</sup>

Acorde al metabolismo bacteriano, una parte del alimento es convertido a biomasa microbial, y otra parte se transforma a productos finales orgánicos e inorgánicos, por tanto la tasa de crecimiento y la tasa de utilización del sustrato están relacionadas por las siguientes expresiones; el factor  $\mu_m/Y$  suele ser

reemplazado por la tasa máxima de uso de sustrato por unidad de masa de microorganismos  $k$  [2].

$$r_g = Y(-r_s)$$

$$-r_s = \frac{kXS}{(K_S + S)}$$

Donde:  $Y$  = Coeficiente de rendimiento, g SSV/ g DQO  
 $r_g$  = Velocidad de crecimiento celular, g SSV/m<sup>3</sup> – días  
 $r_s$  = Velocidad de utilización de sustrato, g DQO/m<sup>3</sup> – días  
 $k$  = Tasa máxima específica del sustrato, g DQO/g SSV-  
días

Los efectos del mantenimiento y la naturaleza del cultivo mixto de bacterias (diferentes curvas de crecimiento), más la actividad depredador-presa contribuyen a la disminución de la masa celular, y la unión de estos factores se lo denomina respiración endógena, que se expresa matemáticamente como una ecuación de primer orden con respecto a la biomasa activa:

$$r_d = -k_d X$$

Donde:  $k_d$  = Coeficiente de decaimiento endógeno, días<sup>-1</sup>  
 $r_d$  = Tasa de mortalidad, g SSV/m<sup>3</sup> – días

La tasa de crecimiento neta de la biomasa ( $r_g'$ ) combina la ecuación de Monod y de respiración endógena, resultando en las

siguientes expresiones generales que gobiernan la cinética del tratamiento biológico:

$$r_g' = \frac{\mu_m S}{K_S + S} X - k_d X$$

$$\mu' = \frac{\mu_m S}{K_S + S} - k_d$$

$$r_g' = Y(-r_s) - k_d X$$

Donde  $\mu'$  = velocidad neta de crecimiento específico, días<sup>-1</sup>

Los parámetros cinéticos: Y,  $k_d$ ,  $\mu_m$ , k,  $K_S$ , varían de acuerdo al ecosistema y al tipo de agua residual y se determinan en laboratorio con modelos a escala piloto. Los rangos de valores para los coeficientes cinéticos para aguas residuales urbanas a 20°C se presentan en la siguiente tabla:

**Tabla IV. Valores de los coeficientes cinéticos para el proceso de lodos activos**

Coeficiente	Unidades	Rango
k	d <sup>-1</sup>	2-10
$K_S$	mg DQO/L	15-70
Y	mg SSV/mg DQO	0.25-0.6
$k_d$	d <sup>-1</sup>	0.02-0.15

Fuente: [2,13,18]

### 2.3.3 Coeficientes de transformación

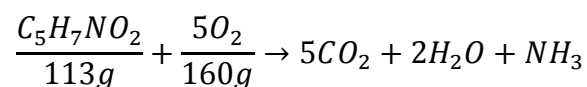
Los diferentes factores de conversión entre el sustrato limitante S y la biomasa activa X, se usan para establecer bases de cálculo convenientes en el diseño y modelización de los lodos activados.

Estos coeficientes de transformación son obtenidos mediante relaciones estequiométricas, ecuaciones termoquímicas o correlaciones empíricas. Los coeficientes de transformación que se aplican en la modelización de los lodos activos, junto a los parámetros DQO y SSV como bases de cálculo son: El coeficiente de biodegradabilidad del agua residual, el factor equivalente de la biomasa a DQO y la razón entre los sólidos suspendidos totales y volátiles del licor mixto del reactor [15].

Las características de biodegradabilidad del agua residual entrante se obtienen de un coeficiente que relaciona la  $DBO_5$  y la DQO de la muestra. Para la panificadora estudiada este factor es de 0.5, obtenido de los datos preliminares de diseño.

$$f = \frac{DBO_5}{DQO} = \begin{cases} > 0.7 \text{ Aguas residuales altamente biodegradables} \\ 0.2 < f < 0.7 \text{ Aguas industriales biodegradables} \\ < 0.2 \text{ Aguas industriales no biodegradables} \end{cases}$$

La equivalencia de la biomasa activa en sustrato se obtiene a partir la fórmula química de combustión de la biomasa:



$$f_x = \frac{160}{113} = 1.42 \frac{g DQO}{g SSV}$$

La medición de la biomasa en el licor mixto puede ser medida indirectamente a partir de los SST, usando el coeficiente  $f_{XS}$ , que toma valores entre 0.75 – 0.9, acorde al tipo de agua residual [14].

$$Ej: \text{ Aguas residuales urbanas: } f_{XS} = 0.75 \frac{g SSV}{g SST}$$

#### 2.3.4 Efectos del pH, nutrientes y Temperatura

Las reacciones de biodegradación y las condiciones de la biota se ven afectadas por una serie de factores termodinámicos, los cuales también influyen en la solubilidad y equilibrio de componentes y nutrientes en un ecosistema. De estos factores el pH, que caracteriza la acidez o basicidad de una solución y la solubilidad de ciertos metales, es una variable importante ya que mínimas variaciones alteran el desarrollo normal de los microorganismos en el cultivo debido a la presencia de componentes tóxicos que pueden aparecer bajo ciertas condiciones de pH.

Los macronutrientes esenciales para la población bacteriana son el Nitrógeno y el Fósforo, y también son requeridos ciertos metales y

otros micronutrientes en menor cantidad. Una solución con pH bajo y con déficit de Nitrógeno, por ejemplo, puede favorecer el desarrollo de hongos, y aumentar el poder bactericida al aumentar la ionización de ácidos débiles clorados, como el ácido hipocloroso. Acorde a las fórmulas propuestas de la composición bacteriana, se ha establecido una relación Sustrato/Nitrógeno/Fósforo de 100:5:1 para tratamiento aerobio y un crecimiento adecuado de los microorganismos [13].

Se recomiendan valores de pH entre 6.5 - 8.5 para los procesos aerobios, aunque estos rangos pueden ser más restrictivos para procesos que incluyan remoción de nitrógeno o procesos de digestión anaerobia; estos últimos se desarrollan en ambientes exentos de oxígeno, y por ende son mucho más sensibles a factores exógenos que los procesos de respiración aerobia [13].

En 1889, un químico sueco, Svante Arrhenius, comprobó experimentalmente que la velocidad de las reacciones químicas, varían exponencialmente con la temperatura, de acuerdo a la expresión [20]:

$$K = Ae^{\frac{-Ea}{RT}}$$

Donde: **K** = Constante de velocidad ó velocidad específica, días<sup>-1</sup>  
**A** = Factor de Frecuencia



$E_a$  = Energía de Activación, J/mol  
 $T$  = Temperatura, Kelvin  
 $R$  = Constante de los gases,  $8.314 \text{ J}\cdot\text{mol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$

La expresión anterior puede modificarse para evaluar la constante de velocidad específica a una temperatura de interés, conociendo el valor de la constante específica a una temperatura, mediante la siguiente ecuación modificada de Arrhenius, aplicada a los procesos biológicos [14]:

$$K(T) = K(T_0)\theta^{T-T_0}$$

El valor del coeficiente de temperatura  $\theta'$  varía acorde al tratamiento biológico, como se presenta en la siguiente tabla:

**Tabla V. Coeficientes de temperatura**

Proceso	$\theta'$
Lodos activos	1.01 - 1.03
Lechos bacterianos	1.02 - 1.04
Lagunas aireadas	1.06 - 1.09

Fuente: Gil Rodríguez, 2005

Los efectos de la temperatura no sólo se limitan a las tasas de velocidad de reacción, sino también a los procesos físicos de transferencia de masa, como la difusión del oxígeno al agua residual y también en las características de asentamiento de los lodos biológicos en el sedimentador secundario [18].

## **2.4 El modelo de lodos activos**

### **2.4.1 Balances de materia y energía**

El proceso biológico de lodos activados, nace con las investigaciones de Arden y Lockett en Manchester, Inglaterra (1914), bajo supervisión del Dr. G. J. Fowler y se lo denominó “lodos activados”, ya que implica la producción de una masa activada de microorganismos capaz de estabilizar aeróbicamente la materia orgánica en el agua residual [2].

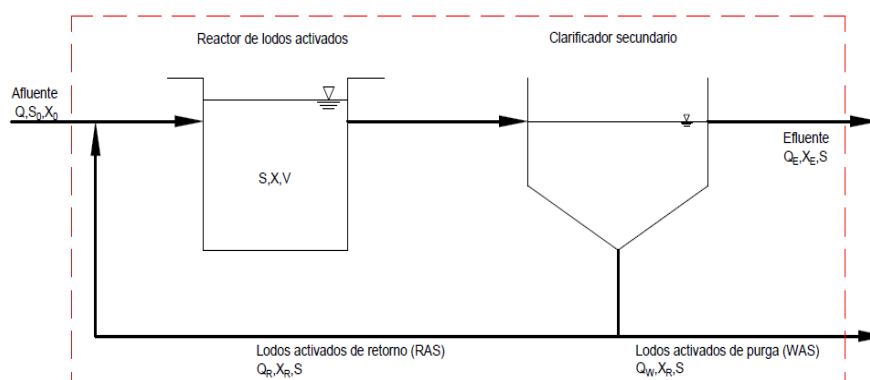
El proceso genérico involucra el crecimiento de la biomasa en un entorno aerobio, la cual se inoculara en un reactor y se mantiene en suspensión con el agua residual mediante aireación, en una mezcla denominada licor mixto o licor activado. Los microorganismos establecen su metabolismo y degradan la materia orgánica, principalmente la materia soluble, coloidal y particulado orgánico del afluente. El licor mixto es luego transferido a un clarificador para la separación de los sólidos en suspensión del agua depurada por gravedad; los sólidos purgados del sedimentador regresan al reactor mediante una línea de recirculación con el fin de aumentar la eficiencia del proceso.

Se han establecido diferentes diseños de reactores para lodos activados, sin embargo, los reactores PFR (flujo pistón) y CSTR

(reactor agitado de mezcla completa) establecen la base para las ecuaciones de diseño. En los reactores PFR, de forma tubular, las concentraciones de sustrato y biomasa varían a lo largo del reactor y se asume que no hay gradientes de concentración radiales. Los reactores CSTR se basan en el modelo de mezcla completa en el cual las concentraciones en estado estacionario son iguales en todos los puntos del sistema, por este motivo este tipo de reactor es usado en la depuración de aguas industriales con el fin de reducir los niveles de contaminación de potenciales compuestos tóxicos al diluir el fluido de entrada [2,16].

Los balances de materia para el sustrato y biomasa se aplican al esquema de tratamiento biológico, con el modelo de un reactor isotérmico CSTR con recirculación esquematizado en un diagrama de bloques, en base a la ecuación de conservación de la masa para sistemas reactivos [21].

$$[ACUMULACIÓN] = [ENTRADAS] - [SALIDAS] + [GENERACIÓN] - [CONSUMO]$$



**Figura 2. 8 Diagrama de bloques del tratamiento por lodos activos**

**Fuente: Metcalf & Eddy, 2004**

El balance de materia global para los microorganismos aerobios en el reactor y clarificador ideal, se expresa en forma simbólica con las ecuaciones diferenciales:

$$V \frac{dX}{dt} = QX_0 - (Q_E X_E + Q_W X_R) + V r_g'$$

$$V_S \frac{dX_R}{dt} = (Q + Q_R)X - (Q_R + Q_W)X_R$$

- Donde: **V** = Volumen del reactor, m<sup>3</sup>  
**V<sub>S</sub>** = Volumen del sedimentador, m<sup>3</sup>  
**dX/dt** = tasa de cambio del crecimiento microbiano en el sistema (X, reactor; X<sub>R</sub>, sedimentador), g SSV/m<sup>3</sup> – día  
**X<sub>0</sub>** = biomasa del afluente, g SSV /m<sup>3</sup>  
**X** = biomasa en el reactor, g SSV /m<sup>3</sup>  
**X<sub>R</sub>** = biomasa del recirculado, g SSV /m<sup>3</sup>  
**X<sub>E</sub>** = biomasa del efluente tratado, g SSV /m<sup>3</sup>  
**Q** = Caudal del afluente, m<sup>3</sup>/día  
**Q<sub>R</sub>** = Caudal recirculado, m<sup>3</sup>/día  
**Q<sub>E</sub>** = Caudal del efluente, m<sup>3</sup>/día  
**Q<sub>W</sub>** = Caudal de purga, m<sup>3</sup>/día

Reemplazando el término de generación de biomasa  $r_g'$ , en base a la expresión de crecimiento de Monod en el primer balance, se obtiene:

$$V \frac{dX}{dt} = QX_0 - (Q_E X_E + Q_W X_R) + VX \left( \frac{\mu_m S}{K_S + S} - k_d \right)$$

Suponiendo que la biomasa del afluente  $X_0$  es despreciable, y en estado estacionario, se establece la ecuación de la edad de lodos o tiempo promedio de retención celular, que se define como la masa de microorganismos en el reactor dividida a la masa de microorganismos purgados por día:

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu' = \frac{(Q_E X_E + Q_W X_R)}{VX} = \frac{\mu_m S}{K_S + S} - k_d$$

$$\theta_c = \frac{VX}{(Q_E X_E + Q_W X_R)}$$

Donde:  $\theta_c$  = Edad de lodos, días.

El balance global del sustrato, se expresa mediante la ecuación diferencial:

$$V \frac{dS}{dt} = QS_0 - QS - V(-r_s)$$

Sustituyendo el consumo  $-r_s$ , por la velocidad de reacción para el sustrato se obtiene:

$$V \frac{dS}{dt} = QS_0 - QS - V \left( \frac{kXS}{K_S + S} \right)$$

Donde:  $dS/dt$  = tasa de cambio del sustrato, g DQO/m<sup>3</sup> - d

$S_0$  = sustrato del afluente, g DQO /m<sup>3</sup>

$S$  = sustrato del efluente, g DQO /m<sup>3</sup>

Con las ecuaciones de balance para la biomasa heterótrofa X y sustrato soluble S, se obtienen expresiones explícitas para dichas variables en estado estacionario en reactores de mezcla completa:

$$S = \frac{K_S[1 + k_d\theta_c]}{\theta_c(Yk - k_d) - 1}$$

$$X = \left(\frac{\theta_c}{\theta}\right) \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + k_d\theta_c}\right]$$

Donde:  $\theta$  = tiempo de retención hidráulico, días.

#### 2.4.2 Variables de diseño y operación

Las variables y parámetros aplicados en el diseño de evaluación de plantas de lodos activados, se clasifican en base a los criterios de carga, producción de lodos, requerimientos de oxígeno, y criterios asociados a la sedimentación y recirculación de lodos [18].

La edad de lodos o tiempo de retención celular, es el parámetro más importante en el diseño y evaluación de los lodos activos, ya que influye directamente en la cinética y tasa de producción de lodos, sedimentabilidad de los sólidos biológicos y en la eficiencia de remoción del sustrato [2,13].

El valor promedio de la edad de lodos varía de acuerdo al proceso; para valores bajos del tiempo de retención celular (1 - 4 días, tasa

alta), los requerimientos de aireación son menores pero la velocidad de crecimiento y la producción de lodos aumenta con respecto a los procesos convencionales; con valores altos (14 - 30 días, aireación extendida), la producción de lodos es casi nula, pero aumentan significativamente los requisitos de aireación al sistema. En general, se debe escoger el valor que produzca el mejor efluente [13] .

Además de la edad de lodos, se usan otros parámetros de carga: la relación F/M y la carga orgánica volumétrica.

La relación alimento a microorganismo (F/M), se define como la carga másica de sustrato (DQO) por unidad de masa de sólidos suspendidos volátiles (microorganismos):

$$F/M = \frac{QS_0}{VX}$$

La carga orgánica volumétrica, se define como el flujo másico de sustrato aplicado por el volumen del reactor:

$$COV = \frac{QS_0}{V}$$

Ambos parámetros se usan en el diseño para caracterizar el proceso y establecer una referencia con respecto a las condiciones usuales reportadas [18].

La eficiencia porcentual del tratamiento biológico E, se calcula a partir del sustrato convertido por sustrato inicial:

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

La tasa de recirculación R, del sedimentador secundario al reactor, se define como el flujo volumétrico recirculado dividido para el caudal afluente:

$$R = \frac{Q_R}{Q}$$

A través de un balance de masa de sólidos suspendidos en el reactor en estado estable, los sólidos que entran equivalen a los sólidos de salida del tanque, y despreciando los sólidos del afluente y el crecimiento de biomasa, se desarrolla la expresión alterna para la tasa de recirculación, usando el parámetro SST para las variables X y  $X_R$  [2]:

$$0 = Q_R X_R - (Q + Q_R) X$$

$$R = \frac{X}{X_R - X}$$

Las variables de proceso indicadas se resumen para un reactor de lodos activados de mezcla completa, siendo la  $DBO_5$  el sustrato



soluble y la biomasa  $X$ , que en este caso representa los sólidos suspendidos totales del licor mixto (SSLM).

**Tabla VI. Parámetros de operación en lodos activos de mezcla completa**

<b>Parámetro</b>	<b>Rango de Valores</b>
$\theta$ , horas	3 - 5
COV, g DBO/m <sup>3</sup> - d	800 - 2400
F/M, g DBO /g SSLM - d	0.2 - 0.6
$X$ , mg/L SSLM	2500 - 4000
$\theta_c$ , días	5 - 15
R, %	25 - 100
Eficiencia, %	85 - 95

Fuente: Romero Rojas, 2008

Otros parámetros de operación fundamentales en la generación de lodos, requerimientos de oxígeno y ciertos criterios empíricos, se usan ampliamente en monitoreos ambientales.

Las características de sedimentación y el control operativo de los lodos activos, se obtienen mediante métodos empíricos o semi – empíricos. Dos medidas usadas comunmente son el índice volumétrico de lodos (IVL) y la velocidad de sedimentación zonal [18].

El índice volumétrico de lodos o índice de Mohlmann se define como el volumen en mililitros que ocupa un gramo de lodo seco y se obtiene decantando una muestra de lodo activado en una

probeta graduada de 1 litro y midiendo el volumen de fango después de 30 minutos [13].

Para el cálculo numérico del IVL, se requiere conocer los sólidos suspendidos totales del licor mixto, según la expresión:

$$IVL = \frac{\text{mL de lodo sedimentado en 30 minutos} \times 1000}{\frac{\text{mg}}{\text{L}} \text{ de SSLM}}$$

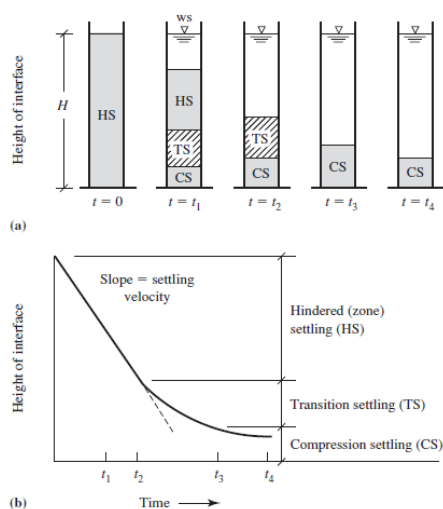
Aunque la prueba carece de bases teóricas y falla para lodos activos de alta concentración de sólidos suspendidos, se establece un valor óptimo de IVL de 100 o menor, para un lodo con buena sedimentabilidad.

En general, los problemas de “sludge bulking” (hinchamiento) debido al crecimiento de bacterias filamentosas, se asocian a valores de IVL en el licor mixto mayores a 150, junto a otros factores como deficiencia de oxígeno, nutrientes, proliferación de hongos, entre otros [2,13].

La velocidad de sedimentación zonal, característica de lodos secundarios, se determina mediante ensayos de sedimentación tipo batch, realizando el análisis a diferentes concentraciones de sólidos. El modelo más usado que describe el comportamiento de

la suspensión es el de Vesilind (1968);  $V_0$  y  $n$  representan las constantes del modelo [22].

$$V_s = V_0 \exp(-nC_i)$$



**Figura 2. 9 Curva de sedimentación zonal**  
Fuente: Davis, 2010

Los parámetros obtenidos de la sedimentación batch, son usados para dimensionar y evaluar clarificadores, en base a tres métodos establecidos [2]:

- Análisis gráfico
- Análisis de flux de sólidos
- Análisis de puntos operativos

Las variables de diseño y operación se combinan para caracterizar y monitorear el tratamiento biológico en estado estable,

apoyándose en los análisis fisicoquímicos para diferentes elementos, compuestos y parámetros de interés; la resolución de los balances de materia en base a la modelización cinética, permite realizar predicciones sobre el comportamiento del sistema y sus variables de salida bajo diferentes situaciones en las que se puede analizar: 1) Control regulatorio del efluente; 2) Control operativo y análisis inestable de los equipos; y 3) Efecto de las variables de operación en el efluente producido.

**CAPÍTULO 3**

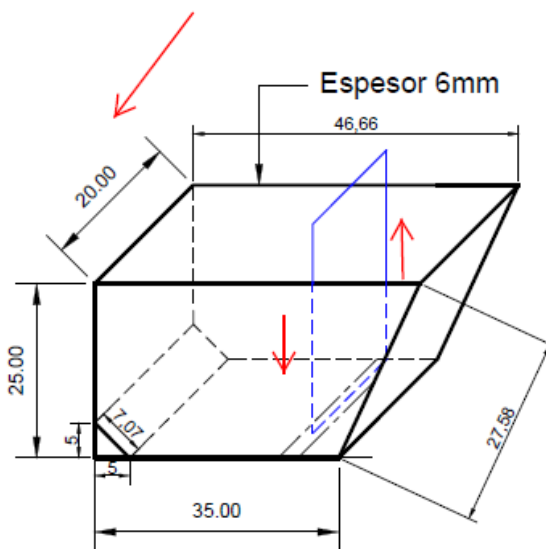
**PRUEBAS EXPERIMENTALES Y**

**CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO**

### 3.1 Construcción y operación del reactor prototipo

#### 3.1.1 Diseño y limitaciones del prototipo

Para la determinación experimental de los parámetros cinéticos, se construyó un reactor de acrílico, con dimensiones de 35x25x20 cm, con un volumen efectivo de aproximadamente 12 litros.



**Figura 3. 1 Vista frontal reactor de laboratorio.**  
Fuente: Morales, A.

Para alcanzar el estado estacionario en reactores de flujo, se requieren alrededor de tres semanas, por tanto con cuatro corridas experimentales se requiere alrededor de dos a tres meses para obtener los datos en continuo, sin tomar en cuenta el costo debido a los análisis, instrumentación y personal requerido [23].

En primera instancia se arrancó el sistema en continuo durante tres semanas, pero debido a la ineficiente recirculación natural de lodos, tiempos de residencia elevados y la tendencia de los bioflóculos a flotar se optó por realizar los experimentos biocinéticos en modo batch (Figura 3.1). Cabe recalcar que la cinética del lodo activado es independiente del modo de operación, ya que es una propiedad intrínseca de las reacciones estudiadas.



**Figura 3. 2 Resuspensión de lodos, reactor continuo**  
Fuente: Morales, A.

### **3.1.2 Procedimiento de operación**

Para la obtención de los cuatro parámetros cinéticos, se realizaron dos pruebas por lotes, donde se siguió la concentración de sustrato (DQO soluble) y biomasa (SSV), como función del tiempo. Los coeficientes son reportados a la temperatura media de 27°C.

Las constantes  $\mu_m$ ,  $Y$ ,  $K_s$ , se obtuvieron en la primera corrida mezclando agua residual cruda con lodo activado del reactor industrial. El coeficiente  $k_d$  se obtuvo en la segunda prueba aireando una muestra de lodo activado con una cantidad despreciable de sustrato, y midiendo la variación de la concentración de biomasa a través del tiempo.

### 3.2 Análisis por regresión lineal para obtención de la biocinética

Las ecuaciones de balance de sustrato para las reacciones de biodegradación y generación de biomasa en la fase de crecimiento exponencial, pueden ser expresadas en forma diferencial para un reactor por lotes, obteniendo las siguientes expresiones, despreciando el decaimiento endógeno:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\mu_m X S}{K_s + S}$$

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{1}{Y} \left( \frac{\mu_m X S}{K_s + S} \right)$$

Realizando transformaciones, se obtienen las expresiones linealizadas, las cuales sirven para realizar el ajuste lineal con los datos de la primera corrida:

$$\frac{X}{\frac{dX}{dt}} = \frac{K_s}{\mu_m} \cdot \frac{1}{S} + \frac{1}{\mu_m}$$



$$\frac{X}{-\frac{dS}{dt}} = \frac{YK_S}{\mu_m} \cdot \frac{1}{S} + \frac{Y}{\mu_m}$$

Durante la segunda corrida se realiza la aireación únicamente de lodo activo de concentración inicial  $X_0$  en un reactor batch, logrando la fase endógena, la cual se puede modelar bajo una cinética de primer orden con respecto a la biomasa del sistema:

$$\frac{dX}{dt} = -k_d X$$

Resolviendo la ecuación diferencial, se obtiene la expresión lineal para hallar el coeficiente  $k_d$ :

$$\ln X = -k_d t + \ln X_0$$

### 3.3 Caracterización del proceso industrial

#### 3.3.1 Análisis estadístico de caudales

A partir del historial de caudales de entrada, correspondientes al primer semestre del año 2012, se efectúa un análisis estadístico para determinar el ajuste de los datos a una distribución normal o log normal, mediante gráficas de probabilidad, con el fin de seleccionar el rango adecuado de flujos volumétricos para desarrollar las simulaciones. Las medidas estadísticas se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla VII. Datos estadísticos  
Caudales - Primer Semestre  
2012**

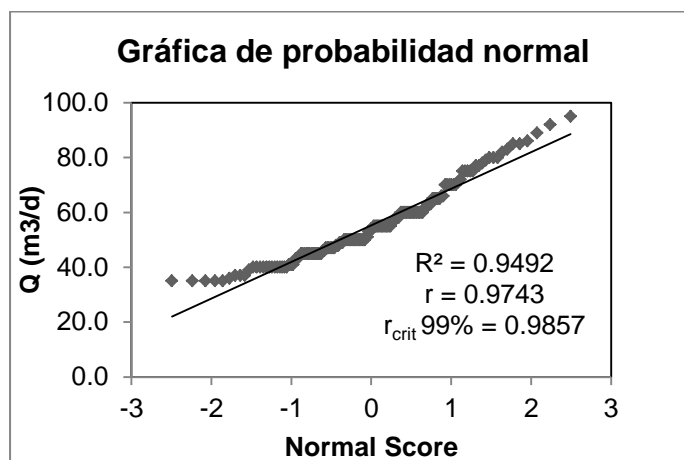
<b>MEDIDAS</b>	
Valor Mínimo	35.0 m <sup>3</sup> /d
Valor Máximo	95.0 m <sup>3</sup> /d
Media	55.3 m <sup>3</sup> /d
Media Geométrica	53.8 m <sup>3</sup> /d
Mediana	54.0 m <sup>3</sup> /d
Moda	50.0 m <sup>3</sup> /d
Percentil 99	90.3 m <sup>3</sup> /d
Desv. Estándar	13.4 m <sup>3</sup> /d
Coef. Variación	24%
Asimetría	0.76
Curtosis	0.09

**Fuente: Morales, A.**

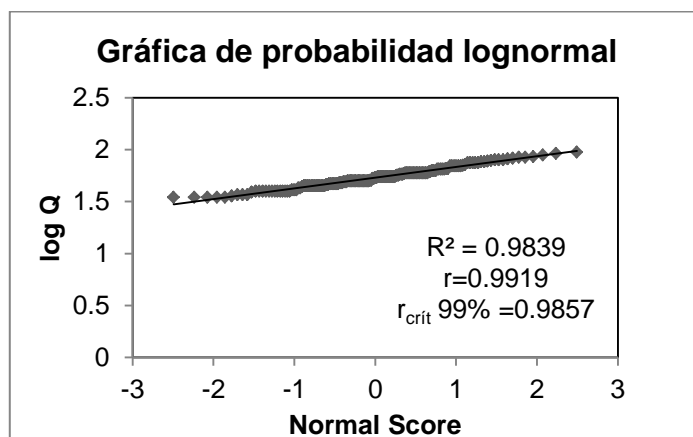
Las 157 mediciones ordenadas en orden ascendente para el cálculo (**Anexo A**) se ajustan mejor al modelo lognormal. Esto se confirma comparando el coeficiente de correlación de ajuste  $r$  con su valor crítico al 99% de confianza para ambos casos. Si  $r > r_{crit}$ , se valida el ajuste, caso contrario no se acepta el modelo propuesto (Figuras 3.2 y 3.3).

El valor de  $r_{crit}$  al 99% de confianza se obtiene con la siguiente expresión deducida por Ryan y Joiner [24], donde  $n$  el número de observaciones:

$$r_{crit} = 0.9963 - \frac{0.0211}{\sqrt{n}} - \frac{1.4106}{n} + \frac{3.1791}{n^2}$$



**Figura 3. 3 Curva de probabilidad normal**  
 Fuente: Morales, A.



**Figura 3. 4 Curva de probabilidad lognormal**  
 Fuente: Morales, A.

### 3.3.2 Análisis estadístico de cargas contaminantes

Los análisis de las cargas contaminantes se realizaron entre marzo y junio del año 2012, midiéndose la DQO soluble a la entrada y a la salida de la planta, para obtener la eficiencia del tratamiento. Los datos para cuatro monitoreos se reportan a continuación:

**Tabla VIII. Cargas contaminantes y eficiencias globales solubles**

Monitoreo	DQO entrada	DQO salida	E (%)
1	792.41	24.05	96.96
2	1273.00	14.00	98.90
3	1361.00	10.00	99.27
4	1405.60	39.85	97.16

Fuente: Morales, A.

Los datos de eficiencia se verifican si corresponden a una población normal como requisito para la primera hipótesis del presente estudio. Esto se lleva a cabo mediante el test de Kolmogorov – Smirnov (K-S), en el cual se comparan las frecuencias acumuladas empíricas y las frecuencias teóricas normales de los datos obtenidos, luego se calcula la máxima diferencia  $D$ , y esta variable de prueba se contrasta con un valor crítico a un nivel de confianza del 95%. Si  $D < D_{crit}$ , se acepta la normalidad de los datos, y si  $D > D_{crit}$ , se concluye que los datos no se ajustan al modelo propuesto [25].

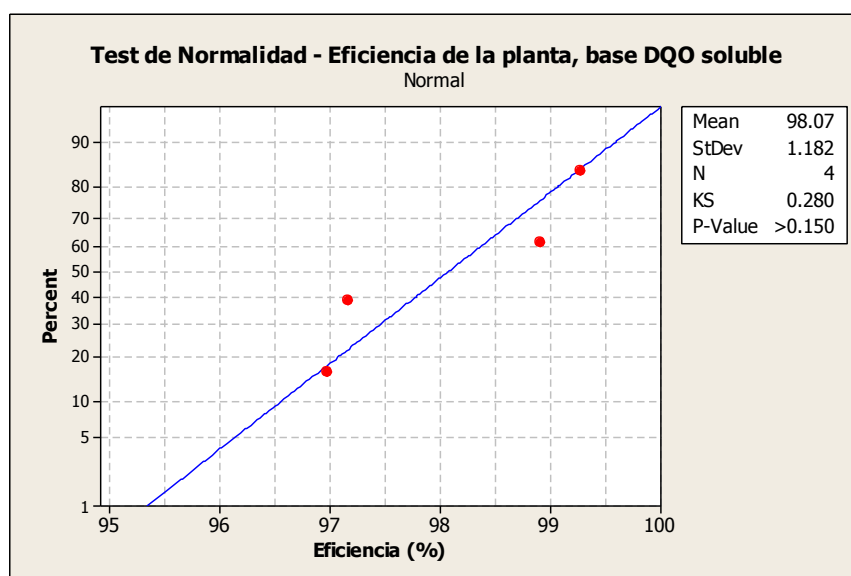
Un enfoque alternativo que emplean los paquetes de software es de usar el valor  $P$  obtenido de la prueba y compararlo con niveles de significancia  $\alpha$  preestablecidos como 0.05 o 0.10 (Ej.: A un 95% de confianza,  $\alpha = 0.05$ ).

Para el test de normalidad de K-S, si el valor  $P$  supera el nivel de significancia de 0.10, no se rechaza la hipótesis de normalidad,

caso contrario se evidencia que los datos no siguen la distribución mencionada.

El valor  $P > 0.15$  supera el nivel de significancia de 0.10 y por tanto no hay suficiente evidencia estadística para rechazar la normalidad. Luego, se acepta que los datos siguen una distribución normal.

Los cálculos, usando el estadístico de prueba D, se adjuntan en el **Anexo B** y los resultados en Minitab, se presentan en la figura 3.5.



**Figura 3. 5 Resultados de la prueba K-S en Minitab**  
Fuente: Morales, A.

Una vez esclarecidas las condiciones de normalidad, se procede a evaluar la primera hipótesis del presente estudio. A partir de la Tabla V se escoge el valor superior del rango de eficiencias

globales para corroborar si la DQO soluble es el parámetro de caracterización idóneo para la panificadora industrial en estudio.

Se usa la prueba estadística t de Student para muestras pequeñas. Las hipótesis nula y alternativa se expresan de la siguiente forma:

$$H_0: \mu \leq 95\% \text{ vs. } H_1: \mu > 95\%$$

De acuerdo a la hipótesis alternativa  $H_1$ , se busca conocer si la eficiencia promedio en base soluble ( $\mu$ ) supera el valor del 95%, y por ende aplicar la DQO soluble como parámetro de carga contaminante. La prueba se realizó estudiando el valor P y comparándolo a un grado de significancia de 0.05. Los resultados de la prueba t se muestran en la Figura 3.6.

<b>One-Sample T: Eficiencias DQO soluble</b>							
Test of mu = 95% vs > 95%							
Variable	N	Mean	StDev	SE Mean	95% Lower Bound	T	P
C1	4	98.072	1.182	0.591	96.682	5.20	0.007

**Figura 3. 6 Resultados de la prueba de Student en Minitab**  
Fuente: Morales, A.

El valor P en la prueba t es mucho menor que el nivel de significancia preestablecido ( $\alpha = 0.05$ ), lo que indica una fuerte evidencia de rechazo a la hipótesis nula, y por ende las eficiencias

superan de forma significativa el 95% de remoción de material soluble.

En otras palabras, se acepta que para las condiciones de la planta de tratamiento de la panificadora, la carga contaminante al reactor de lodos activos puede ser medida usando la demanda química de oxígeno soluble como alternativa a otras medidas de cargas contaminantes.

### **3.3.3 Test de jarras (Jar test)**

Se realizó la caracterización del agua residual que ingresa al tratamiento primario, en base a ensayos por test de jarras, entre mayo y junio del 2012, en el laboratorio de microbiología del DCQA.

Los test de jarras simulan el proceso de mezcla rápida y floculación en las plantas de tratamiento, mediante la adición de químicos en cada jarra, efectuando primero una mezcla rápida a 100 rpm, siguiendo de una mezcla lenta (floculación) a 30 rpm por un tiempo determinado y luego suprimiendo la agitación para sedimentar el lodo producido. El análisis de los parámetros contaminantes (DQO, SST), se realiza extrayendo el líquido clarificado de cada jarra por medio de sifones o mangueras.

El equipo utilizado en las pruebas fue un Phipps & Bird Jar Tester modelo PB – 750, con 5 jarras tipo Gator de 2 litros cada una, y control de velocidad angular (0 – 250 rpm), como se observa en la siguiente imagen:



**Figura 3. 7 Equipo utilizado, jar test Phipps & Bird PB 750**  
Fuente: Morales, A.

Los parámetros analizados fueron: pH, sólidos suspendidos totales y DQO del agua cruda y clarificada. Los químicos aplicados son los mismos que se utilizan en la planta de aguas residuales (a excepción del polielectrolito) y son:

- Sulfato de Aluminio, grado A (coagulante sólido, solución de trabajo al 1%)
- Estabilizador de pH y floculante (Hidróxido de Calcio)
- Polielectrolito catiónico (Praestol 650 TR, solución al 0.1%)



En base a la segunda hipótesis del presente estudio, se utilizó un criterio del 89% de remoción de SST, siendo ésta la eficiencia mínima deseada en el tratamiento primario.

Las pruebas de jarras siguen la metodología de Eckenfelder [4], y se dividen en dos partes:

- Evaluación del pH óptimo
- Dosis óptimas acorde al pH óptimo

El pH óptimo se determinó en una sola prueba, colocando la muestra de agua residual cruda en las jarras a distintos pH (5 – 8) y usando la misma dosificación de coagulante en cada una, para después medir los SST y DQO residual en cada jarra.



**Figura 3. 8 Determinación pH óptimo, prueba de jarras #1**  
Fuente: Morales, A.

A pH 8 no se efectuaron las mediciones de SST y DQO debido a la gasificación y estabilización alcalina del residuo (exceso de cal).

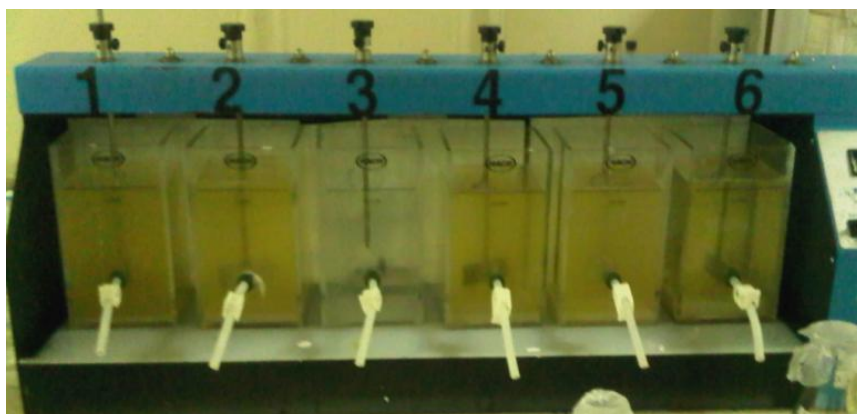
Se encontró que los pH óptimos son de 6 y 7. Para ambos valores la remoción de SST es del 76% y la eliminación de la DQO es prácticamente igual a pH 7 con respecto a pH 6 (44% vs. 42% de remoción de DQO total), por tanto ambos valores de pH son tomados en cuenta para hallar la dosis óptima de los químicos. Los resultados se muestran a continuación en la siguiente tabla:

**Tabla IX. Determinación del pH óptimo en las pruebas de jarras**

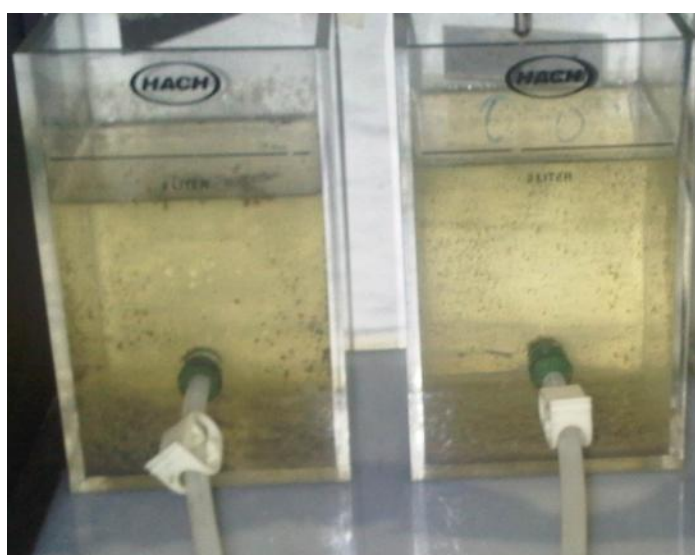
<b>MUESTRAS</b>	<b>DQO</b>	<b>SST</b>	<b>pH</b>	<b>E% DQO</b>	<b>E% SST</b>
AGUA CRUDA INICIAL	<b>1225.90</b>	<b>167</b>	<b>5.7</b>	-	-
AGUA CLARIFICADA. JARRA #2	834.60	60	5	32	64
AGUA CLARIFICADA. JARRA #3	714.35	40	6	42	76
AGUA CLARIFICADA JARRA #4	690.06	40	7	44	76

**Fuente: Morales, A.**

Una vez establecidas las condiciones de pH óptimo, se procede a evaluar distintas dosificaciones para pH = 6 y pH = 7. Para esto, se realizaron dos pruebas de jarras por cada pH, una con sulfato de aluminio como único coagulante y la otra en combinación con el polímero catiónico.



**Figura 3. 9 Prueba de jarras sin aplicación de polielectrolito**  
Fuente: Morales, A.



**Figura 3. 10 Pruebas de jarras, con polielectrolito**  
Fuente: Morales, A.

Las pruebas experimentales a pH 6 y 7 se hicieron con dos muestras de agua residual cruda de 543, 358 y 215 mg/L SST. Los resultados de las pruebas de jarras se presentan a continuación:

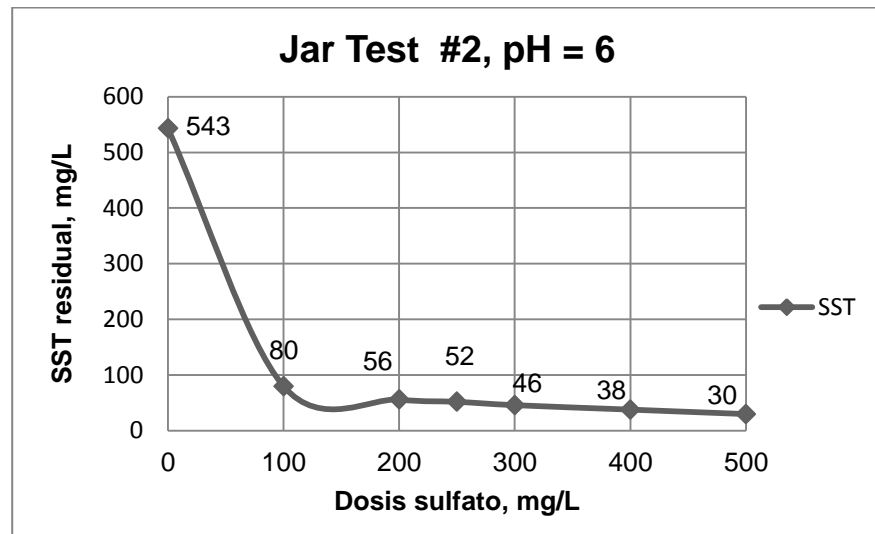


Figura 3. 11 SST residual a diferentes dosis de sulfato, pH 6  
Fuente: Morales, A.

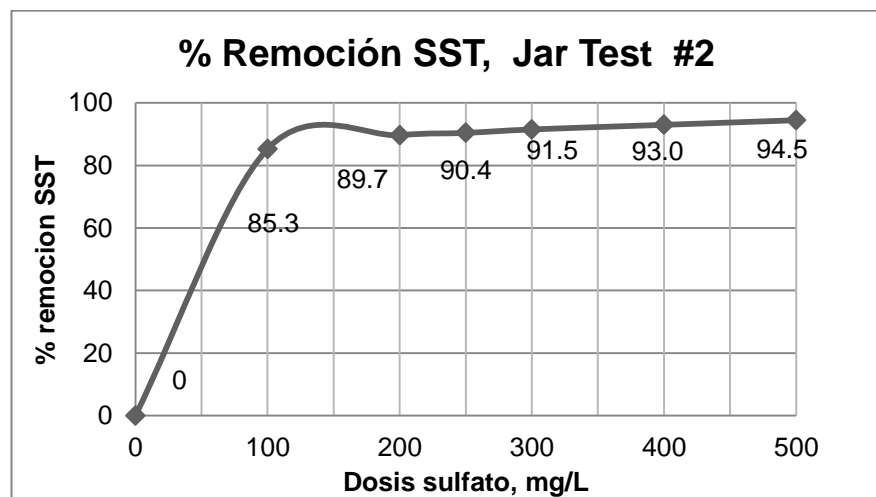
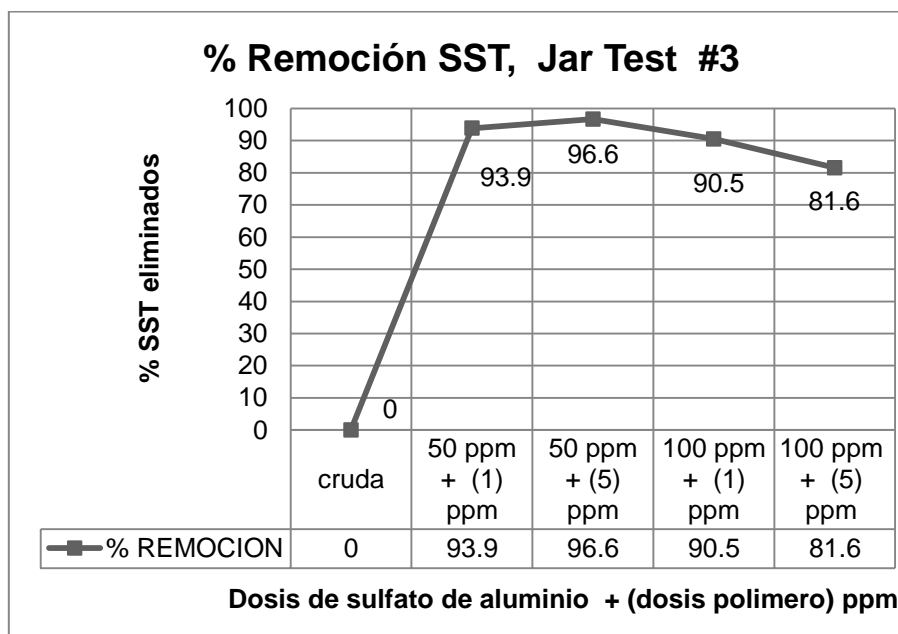
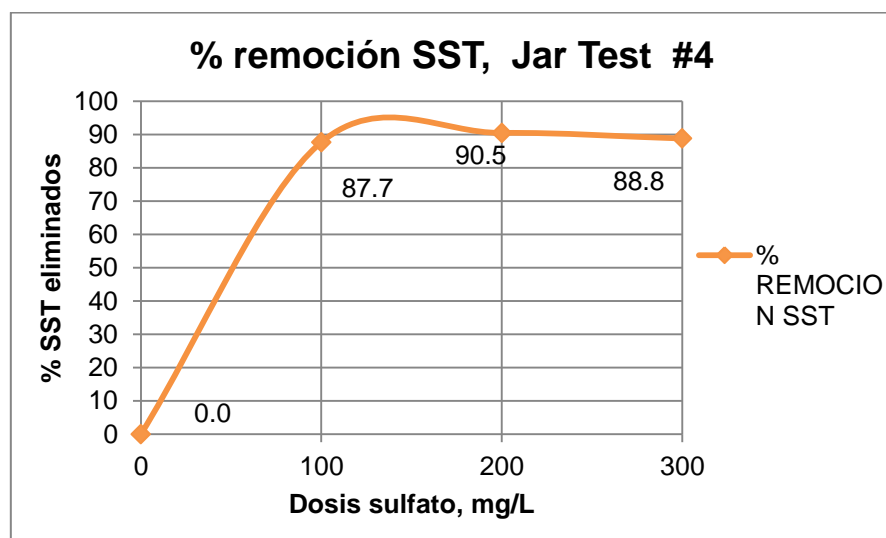


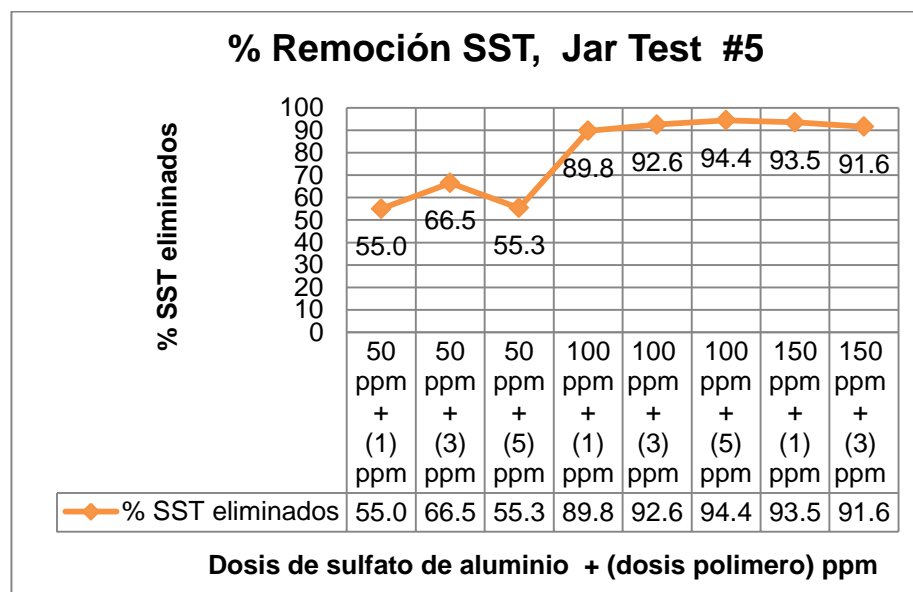
Figura 3. 12 Remoción de SST vs. dosis de sulfato, pH 6  
Fuente: Morales, A.



**Figura 3. 13 Remoción de SST vs. dosis combinada, pH 6**  
Fuente: Morales, A.



**Figura 3. 14 Remoción de SST vs. dosis de sulfato, pH 7**  
Fuente: Morales, A.



**Figura 3. 15 Remoción de SST vs. dosis combinada, pH 7**  
Fuente: Morales, A.

De los experimentos con el agua residual sin polímero, se observa que el criterio de 89% de remoción de SST se logra con una dosis mínima de 200 mg/L a pH = 6, y óptima de 200 mg/L a pH = 7.

La dosificación combinada con el polímero catiónico resulta en dosificaciones menores a 200 mg/L de sulfato de aluminio, para ambos valores óptimos de pH.

En el caso de pH 6, dosis de 50 ppm de sulfato de aluminio más 1 ppm de polímero, y dosis de 50 ppm con 5 ppm de polímero logran las eficiencias más altas con remociones de sólidos de 93.9% y 96.6%, respectivamente. Con 100 ppm de sulfato y 1 ppm de polímero se logra una eficiencia del 90.5%. Dosis de 5 ppm de

polímero junto a 100 ppm de sulfato reducen la eficiencia de remoción de SST con respecto a las dosificaciones mencionadas.

A pH 7, dosificaciones mínimas de 100 ppm de sulfato más 1 ppm de polímero cumplen con el criterio de efectividad establecido; la mayor efectividad (94.4%) se logra con una dosis de 100 ppm de sulfato de aluminio y 5 ppm de polímero.

Esto representa una disminución en las dosificaciones de químicos, con respecto a las dosis operativas (617 ppm sulfato, 406 ppm cal, en promedio) y por ende en la planta potencialmente se pueden lograr iguales o mejores eficiencias del tratamiento primario reduciendo la dosis químicos que afectan directamente a los costos de operación.

#### **3.3.4 Caracterización del tratamiento secundario**

Para obtener las condiciones de operación del reactor de lodos activos de mezcla completa, se efectuaron siete monitoreos a la planta durante los meses de marzo y abril del 2012.



**Figura 3. 16 Muestras del reactor analizadas en laboratorio**

Fuente: Morales, A.

Se recopilaron los datos de campo, caudales y en el laboratorio se realizaron los análisis de sólidos y DQO soluble, y con dicha información se calcularon parámetros adicionales (**Anexo E**); estos datos promedio se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla X. Caracterización reactor de lodos activos**

VARIABLES DE DISEÑO Y OPERACIÓN	
Caudal (Q), m <sup>3</sup> /d	50
Volumen reactor, m <sup>3</sup>	78.25
DQO entrada (S <sub>0</sub> ), mg/L	947.35
DQO salida (S), mg/L	34.39
SSV reactor (X), mg/L	2357
SST sedimentador (X <sub>R</sub> ), mg/L	6111
Carga Orgánica, g/m <sup>3</sup> - d	572.28
F/M, d <sup>-1</sup>	0.27
IVL, mL/g	172
Edad de lodos, días	18
Tasa de recirculación (R)	1.01

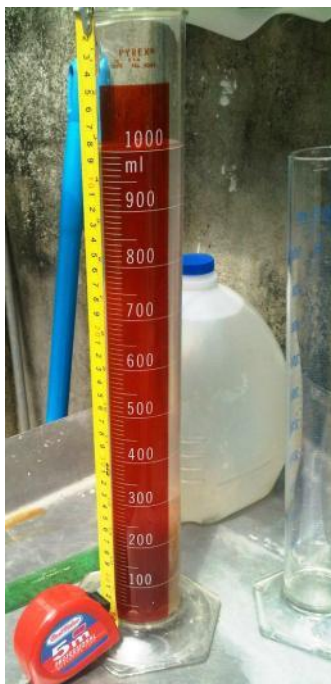
Fuente: Morales, A.



Los parámetros de operación promedio (F/M, Carga orgánica. Tasa de recirculación) están de acuerdo a los rangos mostrados en la literatura para reactores de mezcla completa, sin embargo, la edad de lodos y el tiempo de retención hidráulico, son superiores a los datos mostrados en la Tabla V, esto sugiere que el sistema estudiado presenta características de un proceso de lodo activado de aireación extendida, en los cuales los tiempos de retención superan las 24 horas y edades de lodos mayores a 15 días.

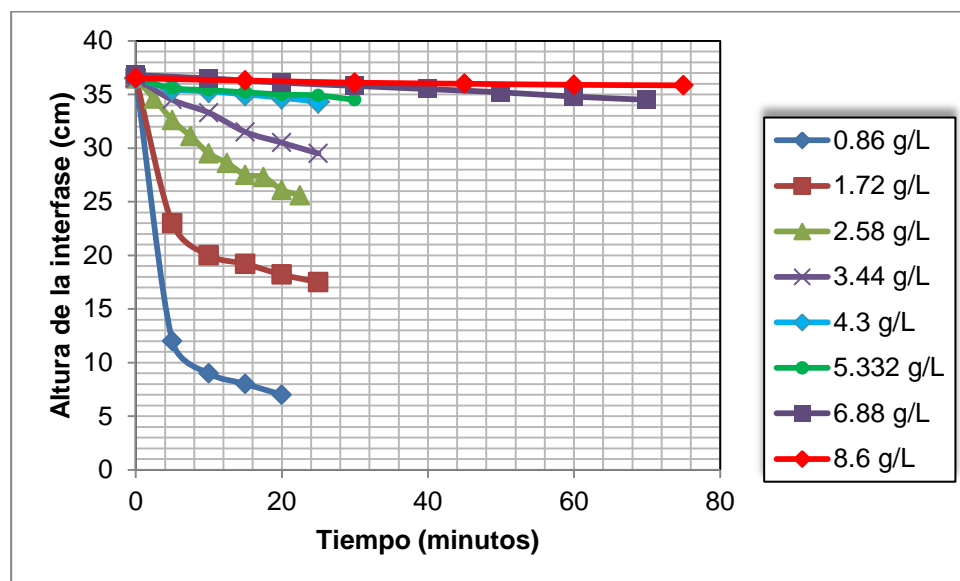
Uno de los efectos de este sistema híbrido de tratamiento es de tener un valor alto del IVL (172) muy por encima del valor recomendado de 100, lo cual sugiere la tendencia del lodo a hincharse y desfavorecer la sedimentación de los bioflóculos, por lo cual debe caracterizarse el sedimentador secundario y su operación, para conocer las causas del problema del hinchamiento excesivo de los lodos.

La caracterización del clarificador secundario se realizó mediante ensayos de sedimentación con una muestra madre de lodos activados de purga de 8600 mg/L de SST. Para el experimento se utilizó una probeta graduada de 1 litro y un flexómetro para medir la altura de interfase lodo – agua clarificada en intervalos regulares de tiempo.



**Figura 3. 17 Materiales utilizados Prueba de sedimentación**  
Fuente: Morales, A.

Las curvas de velocidad (Altura de interfase vs. tiempo) se obtuvieron a diferentes concentraciones de sólidos suspendidos totales, aplicando las diluciones hasta un 10% del valor original. Las curvas se muestran a continuación:



**Figura 3. 18 Curvas de sedimentación obtenidas del lodo activado de purga.**  
Fuente: Morales, A.

A partir de las pendientes de los tramos rectos de las curvas de sedimentación en el siguiente capítulo se calcula la velocidad de sedimentación zonal para cada concentración y se realiza el análisis de flux de sólidos. Además, con las dosis óptimas se efectúa un análisis de costos de operación en la planta.

Los caudales y parámetros de operación sirven como base de cálculo para el análisis dinámico del sistema en el capítulo siguiente, junto con los parámetros cinéticos calibrados obtenidos a partir de la metodología presentada, y usando la DQO soluble como variable principal de eficiencia.

## **CAPÍTULO 4**

### **ANÁLISIS DE RESULTADOS**

## 4.1 Análisis de datos obtenidos de las pruebas cinéticas

### 4.1.1 Determinación de los parámetros biocinéticos

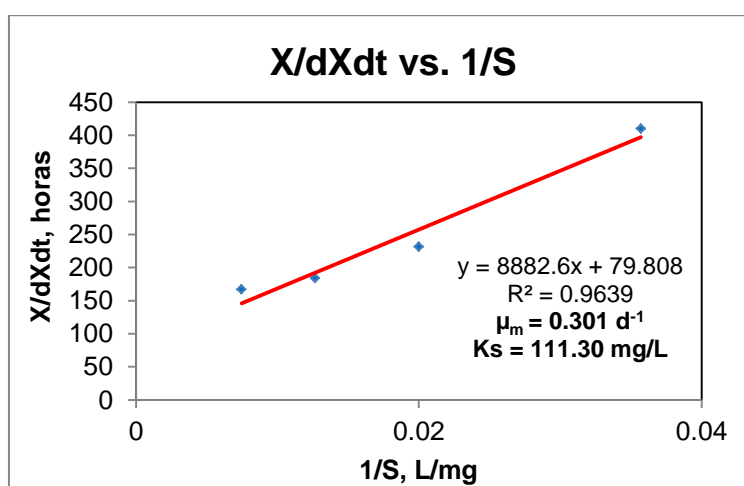
Los datos de la primera prueba en el reactor batch se ajustaron a las ecuaciones linealizadas del balance de sustrato y biomasa, presentadas en el capítulo 3, y se reportan a continuación:

**Tabla XI. Datos obtenidos primera prueba biocinética**

Tiempo (h)	S (mg/L)	X (mg/L)	dX/dt	dS/dt
0	134	150	0.8979	-2.8333
24	79	165	0.8958	-1.7500
48	50	193	0.8333	-1.0625
72	28	205	0.5000	-0.9167

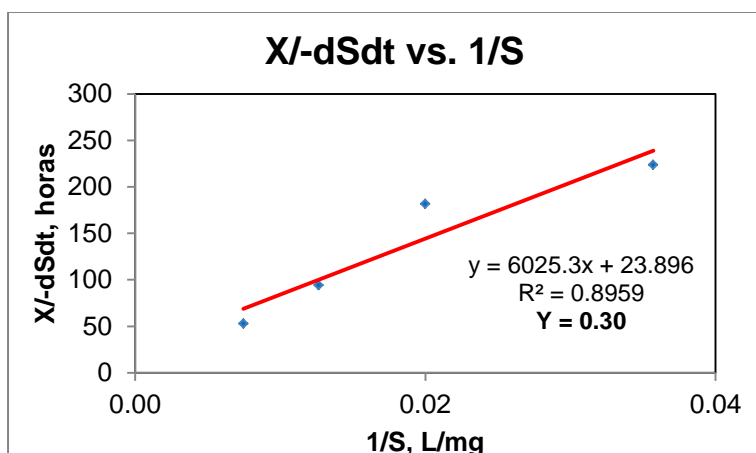
Fuente: Morales, A.

Las tasas de cambio se determinaron con técnicas numéricas de derivación, por el método de diferencias de 2 puntos. El ajuste lineal da como resultado los parámetros:  $Y = 0.30$ ,  $\mu_m = 0.303 \text{ d}^{-1}$ ,  $k = 1.00 \text{ d}^{-1}$  y  $K_s = 111.3 \text{ mg/L}$ .



**Figura 4. 1 Ajuste lineal para determinación de  $\mu_m$  y  $K_s$**

Fuente: Morales, A.



**Figura 4. 2 Ajuste lineal para determinación de Y**  
Fuente: Morales, A.

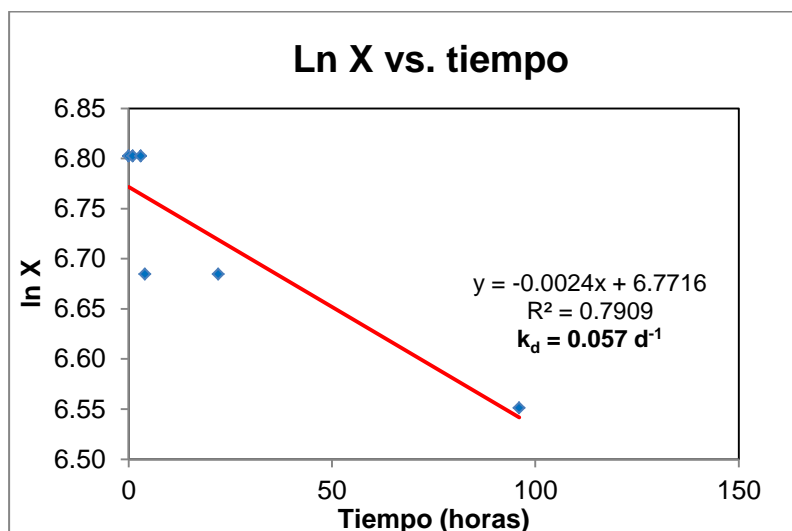
Para la segunda prueba (parámetro  $k_d$ ), se obtuvieron los datos de biomasa vs tiempo, en fase de respiración endógena. Según la ecuación de respiración endógena de primer orden del capítulo 3, una gráfica del logaritmo natural de la biomasa  $X$  vs tiempo, proporciona una recta con pendiente  $k_d$ .

Los datos se muestran junto con los resultados y gráficas. El coeficiente de respiración endógena experimental es de  $0.057 \text{ d}^{-1}$ .

**Tabla XII. Datos obtenidos  
segunda prueba biocinética**

tiempo (h)	Biomasa X (mg/L)	Ln X
0	900	6.80
1	900	6.80
3	900	6.80
4	800	6.68
22	800	6.68
96	700	6.55

Fuente: Morales, A.



**Figura 4. 3 Ajuste lineal para determinación de  $k_d$**   
Fuente: Morales, A.

Los datos se muestran junto con los resultados y gráficas. El coeficiente de respiración endógena  $k_d$  es de  $0.057 \text{ d}^{-1}$ .

Estas constantes cinéticas deben ser ajustadas con los datos reales de la planta, para poder calibrar y validar el modelo cinético a emplearse en las simulaciones.

#### 4.1.2 Calibración del modelo cinético

Las constantes cinéticas obtenidas previamente, se calibran con la edad de lodos y el sustrato de salida del monitoreo, aplicando una regresión no lineal en Polymath, utilizando el algoritmo de Levenberg – Marquadt (L - M) para realizar la regresión no lineal.

**Tabla XIII. Datos experimentales usados en la calibración del modelo**

$\theta_c$ (días)	S (mg/L)
16.5	61.31
21.9	16.00
19.9	21.00
18.8	21.00
18.22	47.16
18.24	39.85

Fuente: Morales, A.

Para el efecto se utilizó la ecuación de estado estable para el sustrato soluble S en función de la edad de lodos  $\theta_c$ , presentada en el capítulo 2, y que contiene a las cuatro constantes cinéticas:

$$S = \frac{K_S[1 + k_d\theta_c]}{\theta_c(Yk - k_d) - 1}$$

Las estimaciones iniciales de los parámetros se obtienen mediante una combinación de los datos pre – calibrados y por prueba y error; los resultados del análisis conceden la menor varianza y un intervalo de confianza considerablemente menor a los parámetros obtenidos, los cuales son los siguientes:  $Y = 0.257$ ,  $\mu_m = 0.165 \text{ d}^{-1}$ ,  $k = 0.643 \text{ d}^{-1}$ ,  $K_S = 3.106 \text{ mg/L}$  y  $k_d = 0.097 \text{ d}^{-1}$ .

La gráfica de residuos presenta una cierta dispersión en los datos residuales, luego se valida la calibración bajo un coeficiente  $R^2$  de 0.81. Los resultados y gráficas se muestran a continuación:



**POLYMATH Report**  
Nonlinear Regression (L-M)

**Model:**  $S = K_s \cdot (1 + k_d \cdot \theta) / (\theta \cdot (Y \cdot k - k_d) - 1)$

Variable	Initial guess	Value	95% confidence
Ks	10.	3.106224	0.0005662
kd	0.057	0.0974366	1.675E-06
Y	0.4	0.2575386	2.689E-06
k	1.	0.6438464	6.722E-06

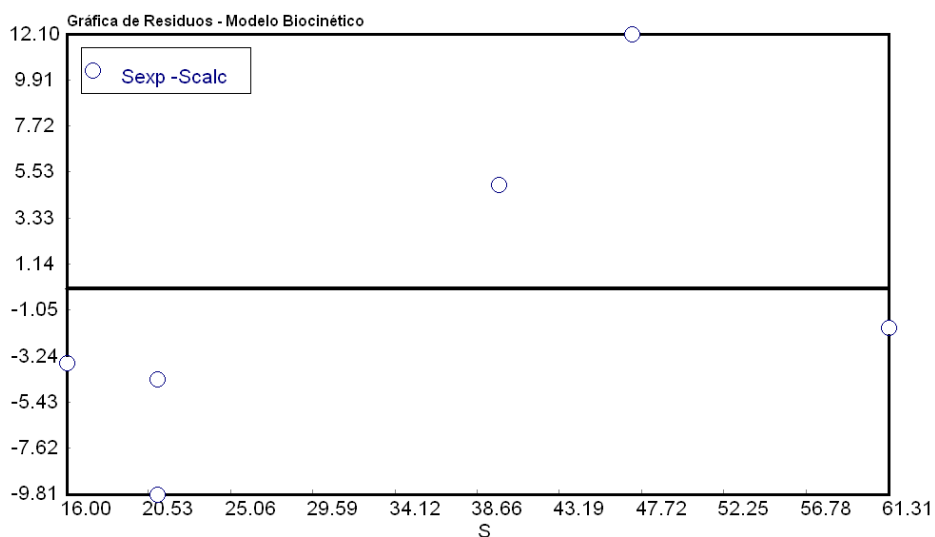
**Nonlinear regression settings**

Max # iterations = 64

**Precision**

R <sup>2</sup>	0.8130651
R <sup>2</sup> adj	0.5326628
Rmsd	2.895292
Variance	150.8889

**Figura 4. 4 Resultados de la calibración en Polymath**  
Fuente: Morales, A.



**Figura 4. 5 Gráfica de residuos – calibración del modelo**  
Fuente: Morales, A.

## 4.2 Modelización dinámica del reactor industrial

### 4.2.1 Variables escogidas en las simulaciones

La modelización dinámica del reactor de lodos activos utiliza la forma clásica entradas – salidas e implica la resolución del sistema de ecuaciones diferenciales de primer orden para el sustrato soluble  $S$ , biomasa del reactor  $X$ , y biomasa en el sedimentador  $X_R$  (SSV), las cuales representan las variables de estado o variables de salida del sistema biológico.

Las variables de entrada o manipulables del modelo son los caudales de entrada  $Q$ , recirculación  $Q_r$  y de purga  $Q_w$ . Los caudales son ajustados acorde a la caracterización del proceso industrial del capítulo 3, y pueden ser constantes o de naturaleza dinámica (Ej. entradas sinusoidales, escalón, impulso, etc.). Para la modelización se utilizaron las entradas constantes y de tipo periódicas, donde estas últimas responden a la ecuación de la onda:

$$Q(t) = A + B \cdot \sin(\omega t + \varphi)$$

Donde: **A** = Punto de operación del caudal, m<sup>3</sup>/día  
**B** = Amplitud de la onda, m<sup>3</sup>/día  
 **$\omega$**  = frecuencia angular, rad/día  
 **$\varphi$**  = fase, radianes  
**t** = tiempo, días

#### 4.2.2 Simulación del proceso de lodos activados

Las simulaciones del sistema biológico se efectuaron bajo dos casos: caudales constantes y caudales dinámicos. Se sigue la metodología presentada por Martínez y Gil Rodríguez, para la simulación de plantas de lodos activos bajo caudales constantes y variables, respectivamente [14,26].

Para las simulaciones con un caudal constante pico de  $70 \text{ m}^3/\text{día}$ , se analizaron los efectos de alterar el caudal de purga  $Q_w$ , la razón de recirculación  $R$  en las variables de estado y en la edad de lodos, que responden a las variaciones observadas en la planta. El programa fue desarrollado en MATLAB y se encuentra en el **Anexo G**.

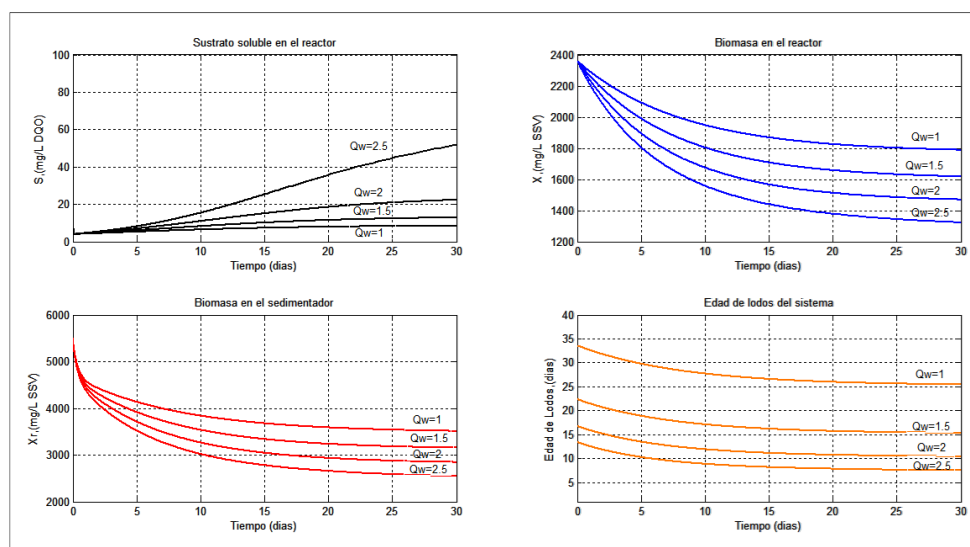
Como se observa en la gráfica 4.6, el efecto de aumentar el caudal de purga conduce a un aumento del sustrato soluble, siendo éste valor relativamente alto a partir de  $2.5 \text{ m}^3/\text{día}$ . Como es de esperar en reacciones autocatalíticas, la biomasa del reactor y sedimentador disminuyen al aumentar la purga del sistema.

Tasas de recirculación mayores a 0.75 garantizan una retención apreciable de biomasa en el reactor, lo que favorece la remoción de sustrato en el agua residual, aunque esto conlleve una pérdida

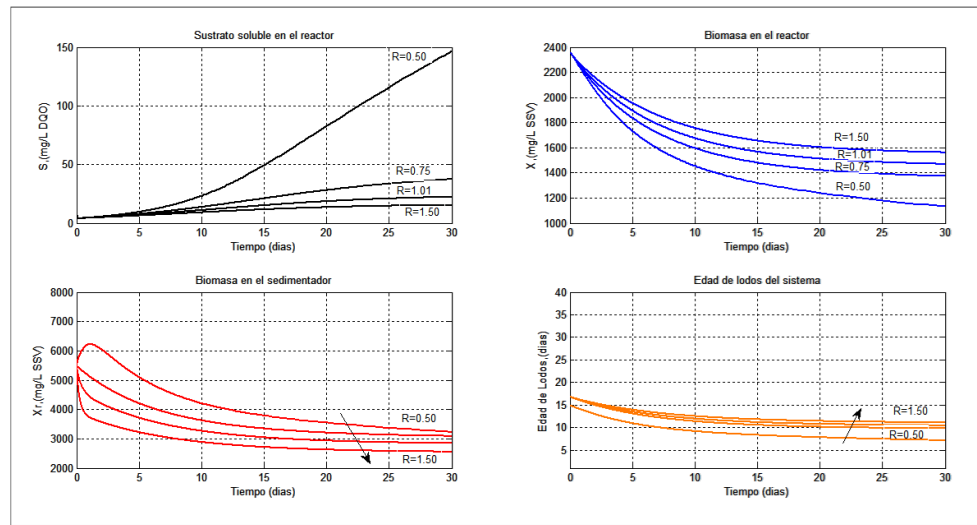
apreciable de sólidos en el clarificador, como se aprecia en la figura 4.7.

La edad de lodos se encuentra entre 7 y 25 días para las variaciones estudiadas, siendo estos tiempos de retención usuales en procesos convencionales y de aireación prolongada.

El gráfico de contorno resume las simulaciones realizadas, tomando como parámetro central el sustrato soluble en función de los caudales de purga y recirculación, como se muestran en la figura 4.8:

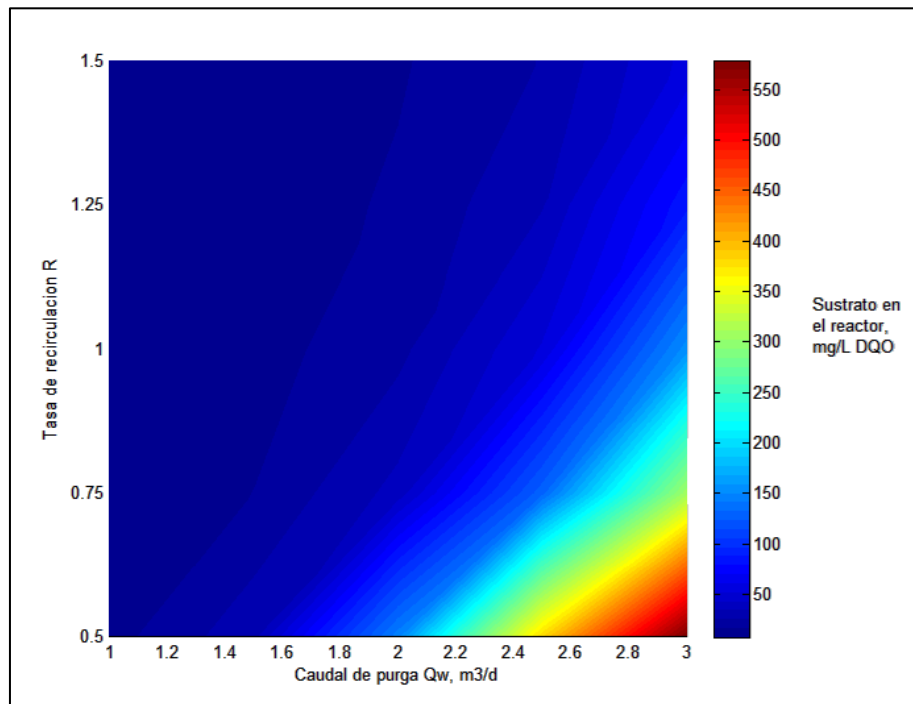


**Figura 4. 6 Variación del caudal de purga en el reactor de lodos activos**  
Fuente: Morales, A.



**Figura 4. 7 Variación de la tasa de recirculación en el reactor de lodos activos**

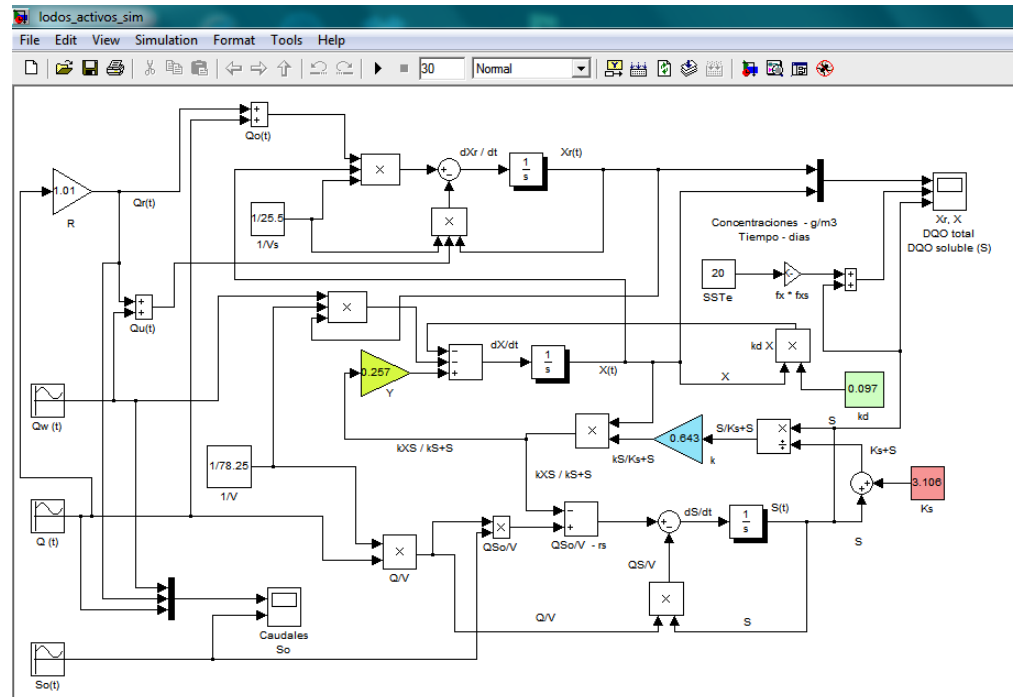
Fuente: Morales, A.



**Figura 4. 8 Gráfico de contorno para el sustrato de salida, en función de las variables manipulables**

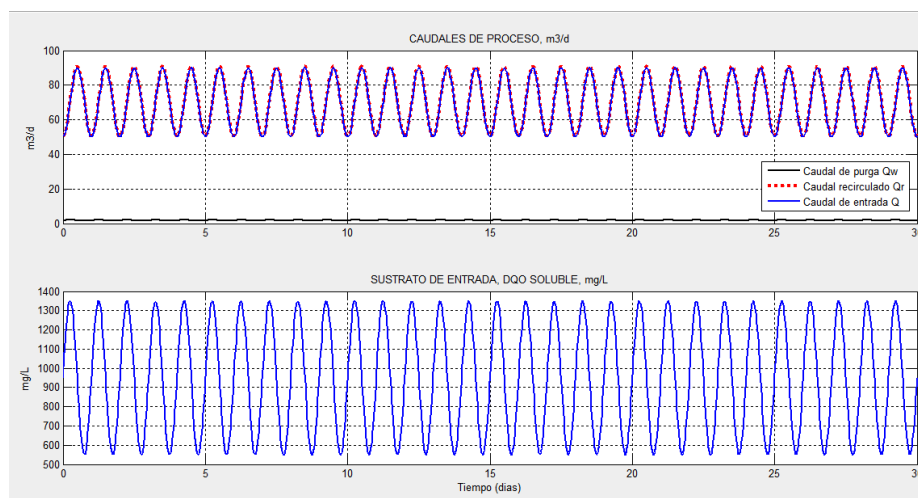
Fuente: Morales, A.

Las simulaciones bajo entradas sinusoidales se realizaron en SIMULINK, subprograma de MATLAB, que trabaja con programación orientada a bloques.



**Figura 4. 9 Modelo dinámico de la planta desarrollado en Simulink**  
Fuente: Morales, A.

Los caudales de proceso y sus variaciones se obtuvieron con los datos del monitoreo y estadísticas de la planta. Los rangos aplicados para los caudales fueron de 50 – 90 m<sup>3</sup>/día para el caudal de entrada, 1.5 – 2 m<sup>3</sup>/día para el caudal de desecho, y una carga contaminante entre 550 – 1350 mg/L DQO. La tasa de recirculación se mantuvo constante en 1.01 (Figura 4.10).



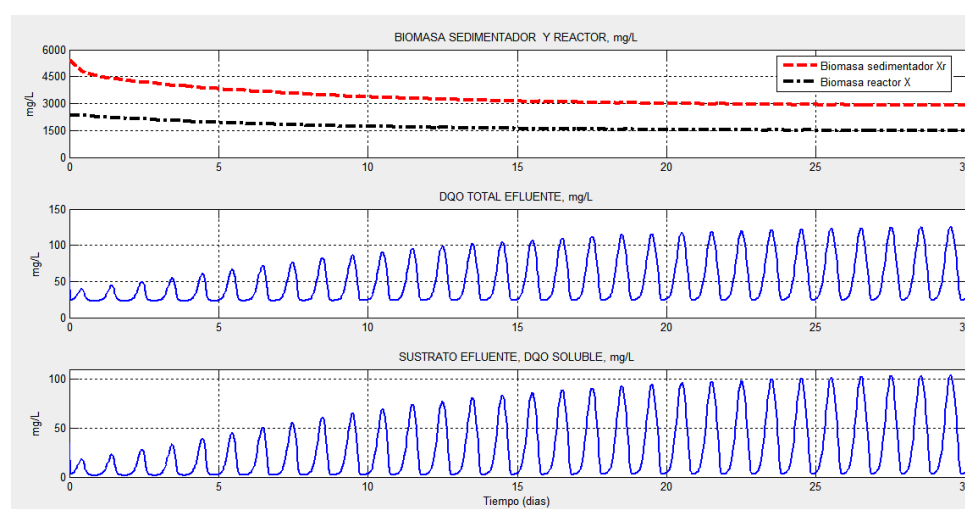
**Figura 4. 10 Variables de entrada: caudales y sustrato de entrada**  
**Fuente: Morales, A.**

El modelo dinámico de la planta alimentaria muestra la respuesta temporal de las variables de estado  $X$ ,  $X_R$  y  $S$ , así como la DQO total del efluente, siendo ésta la contribución de la DQO soluble y DQO suspendida, requerida como parámetro de control de la planta. La DQO suspendida se apoya en los SST promedio del efluente y en los coeficientes de transformación  $f_X$  y  $f_{XS}$  (Capítulo 2, sección 2.3.3) y se calcula de la siguiente forma:

$$DQO_{SUSPENDIDA} = SST_{EFLUENTE} * f_{XS} * f_x$$

Los resultados de la simulación dinámica en Simulink muestran una estabilización de las variables de estado en aproximadamente 25 días, con una disminución de la biomasa del reactor y sedimentador, y por consiguiente un aumento progresivo del sustrato soluble y DQO total hasta valores pico de 105 y 126 mg/L,

respectivamente. Para la actual condición estudiada, la descarga de esta planta cumple con el límite máximo permisible para la DQO de 250 mg/L, con una eficiencia por encima del 92%. La respuesta dinámica del sistema se observa en la figura 4.11.



**Figura 4. 11 Resultados de la simulación dinámica con entradas sinusoidales**  
Fuente: Morales, A.

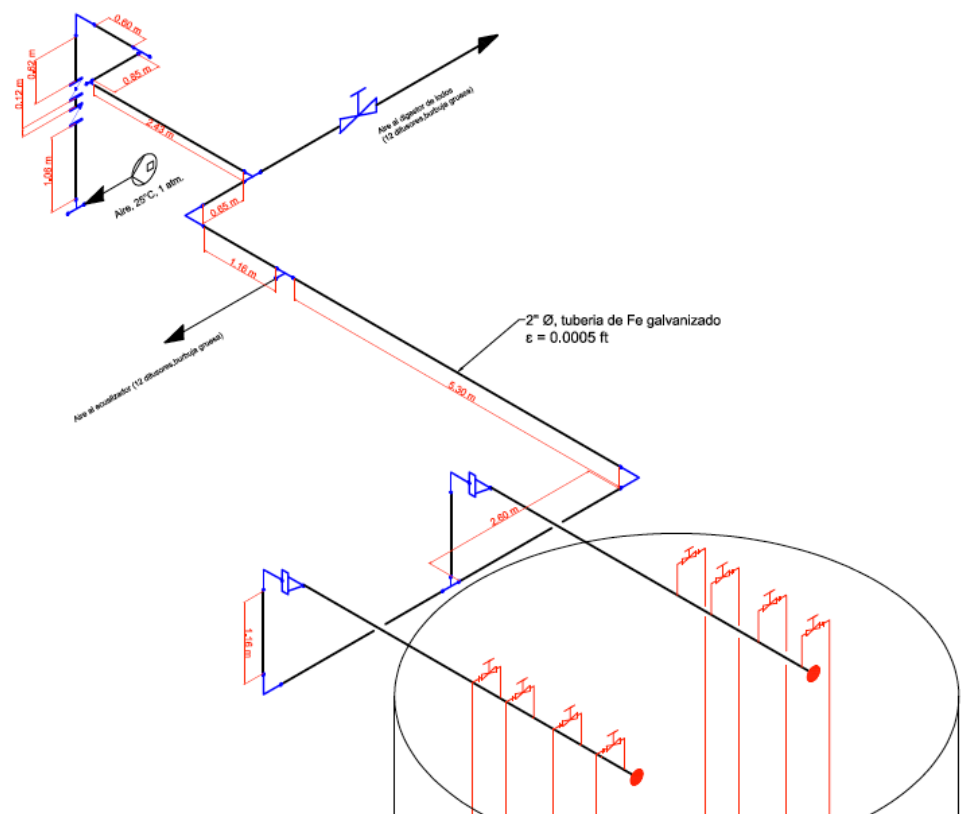
### 4.3 Evaluación del proceso de lodos activos en estado estacionario

#### 4.3.1 Análisis hidráulico del equipo de aireación

El oxígeno requerido en el proceso de lodos activados, así como la homogenización del caudal y digestión del lodo de purga de la planta de tratamiento, es obtenido mediante una bomba de desplazamiento positivo (blower), modelo KAESER OMEGA 21 con una capacidad de 122 cfm y una potencia de 7.5 hp, la cual opera por 18 horas al día (45 minutos cada hora). La línea de aire es de 2



pulgadas de hierro y el fluido es distribuido en el reactor a través de 16 tubos difusores de tipo EPDM; las longitudes de tubería y accesorios se muestran en el diagrama isométrico a continuación:



**Figura 4. 12 Diagrama isométrico, línea de aireación**  
Fuente: Morales, A.

El análisis hidráulico del sistema se basa en el cálculo de las pérdidas de carga en la tubería, para luego encontrar la presión de descarga del soplante y calcular la potencia necesaria del equipo. Se asume un solo tramo para la conducción del aire.

Las pérdidas primarias se calculan con la expresión conocida de Darcy – Weisbach para flujo en conductos cerrados [27]:

$$h_f = f \frac{L v^2}{d 2g}$$

Donde:  $h_f$  = Pérdidas primarias, metros  
 $f$  = Factor de fricción, adimensional  
 $L$  = Longitud de tubería recta, metros  
 $d$  = Diámetro interior de la tubería, metros  
 $v$  = Velocidad lineal, m/s  
 $g$  = Aceleración por gravedad, m/s<sup>2</sup>

El cálculo del factor de fricción  $f$  implica un procedimiento iterativo para regímenes de flujo turbulento, y su cálculo en Excel mediante la ecuación de Colebrook – White se muestra en el **Anexo H**.

Las pérdidas menores  $h_m$  se hallan incluyendo coeficientes de descarga  $K$  de cada accesorio en la ecuación de pérdidas de carga por velocidad [27]:

$$h_m = \sum K \frac{v^2}{2g}$$

La presión de descarga considera las pérdidas primarias, pérdidas menores y pérdidas en los difusores, más la presión atmosférica y la presión hidrostática:

$$P_{DESC} = P_{ATM} + P_{HID} + \sum Pérdidas$$

La potencia real del equipo se calcula introduciendo una eficiencia relativa al proceso de compresión adiabática ideal, con la ecuación deducida de la termodinámica [2]:

$$Potencia (kW) = \frac{WRT}{29.7nE} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{0.283} - 1 \right]$$

Donde:  $P_w$  = Potencia requerida, kilowatts

$W$  = Flujo másico del aire, kg/s

$R$  = Constante universal de los gases, 8.314 J/mol - K

$T_1$  = Temperatura absoluta del aire a la entrada, Kelvin

$P_1$  = Presión absoluta del aire a la entrada, atm

$P_2$  = Presión absoluta del aire a la salida, atm

$n$  = Constante adimensional, 0.283, para el aire

$E$  = Eficiencia isentrópica

Los resultados del análisis hidráulico se muestran en la Tabla XIV.

Las pérdidas de carga en la tuberías son de 8.31 kPa, 4.50 kPa en los difusores [28] y una presión de descarga de 143.51 kPa, con lo cual el requerimiento de potencia del soplante es de 6.64 hp, menor que la potencia de diseño (7.5 hp). En condiciones de carga pico, el aire suministrado por masa eliminada de DQO soluble es de 57.26 m<sup>3</sup>/ kg.

Considerando que el blower suministra aire a dos tanques adicionales, y que el flujo de aire en m<sup>3</sup> por kilogramo de DQO soluble eliminada es menor que el valor establecido según la norma de los diez estados para procesos de lodos activos con valores F/M menores a 0.3, el blower debe ser redimensionado. Aplicando el

factor de escala respectivo, el blower debe tener una capacidad de aproximadamente 200 cfm y una potencia de 10.84 hp (8.09 kW) para cubrir los requerimientos de aireación extendida del sistema estudiado.

**Tabla XIV. Análisis hidráulico del aireador en Excel**

Datos	Valor	Unidades
Caudal del aire	122	cfm
Caudal, unidades SI	0.058	m <sup>3</sup> /s
Profundidad H	3	m
Temperatura	30	°C
R	8.314	J/mol-K
Densidad aire	1.164	kg/m <sup>3</sup>
Flujo masico W	0.067	kg/s
Eficiencia isentropica	0.6	adimensional
Eficiencia gearbox	0.7	adimensional
DWP difusor	45	mbar
Eficiencia global E	0.42	adimensional
n	0.283	adimensional

Presion atmosferica (P1)	101.3	kPa
Perdidas por friccion	8.31	kPa
Perdidas difusores	4.50	kPa
Presion hidrostatica	29.4	kPa
Presion de descarga (P2)	<b>143.51</b>	kPa
Potencia blower, SI	4.958	kW
Potencia blower, AE	<b>6.64</b>	hp

Aire suministrado/Kg DQO	57.26	m <sup>3</sup> aire / kg DQO
<b>Ten States Standards</b>	<b>93.50</b>	<b>m<sup>3</sup> / kg DQO</b>
<b>Caudal requerido aire</b>	<b>200</b>	<b>cfm</b>
<b>Potencia requerida blower</b>	<b>10.84</b>	<b>hp</b>

Fuente: Morales, A.

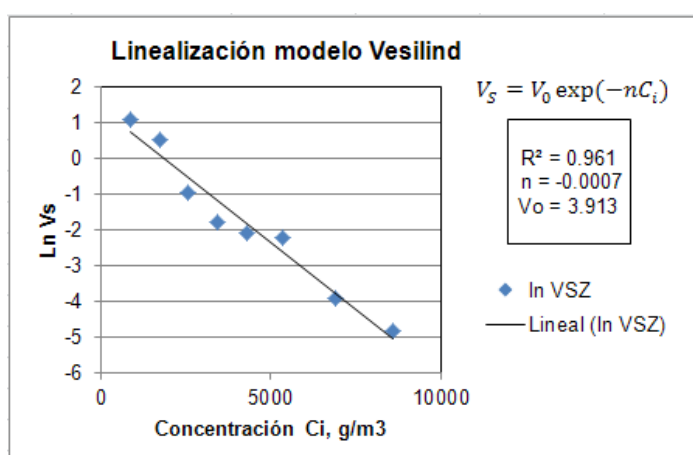
### 4.3.2 Análisis del sedimentador de lodos activados

El sedimentador de lodos activos es evaluado mediante la técnica de flujo de sólidos, en función de los ensayos realizados. Las velocidades de sedimentación zonal obtenidas se detallan, junto con el ajuste realizado al modelo de Vesilind linealizado y la obtención de sus parámetros:

**Tabla XV. Resultados obtenidos de las curvas de sedimentación**

Concentración de sólidos, mg/L	Velocidad de sedimentación (m/h)
860	2.94
1720	1.62
2580	0.38
3440	0.167
4300	0.12
5332	0.108
6880	0.02
8600	0.008

Fuente: Morales, A.



**Figura 4. 13 Obtención del modelo de sedimentación**

Fuente: Morales, A.

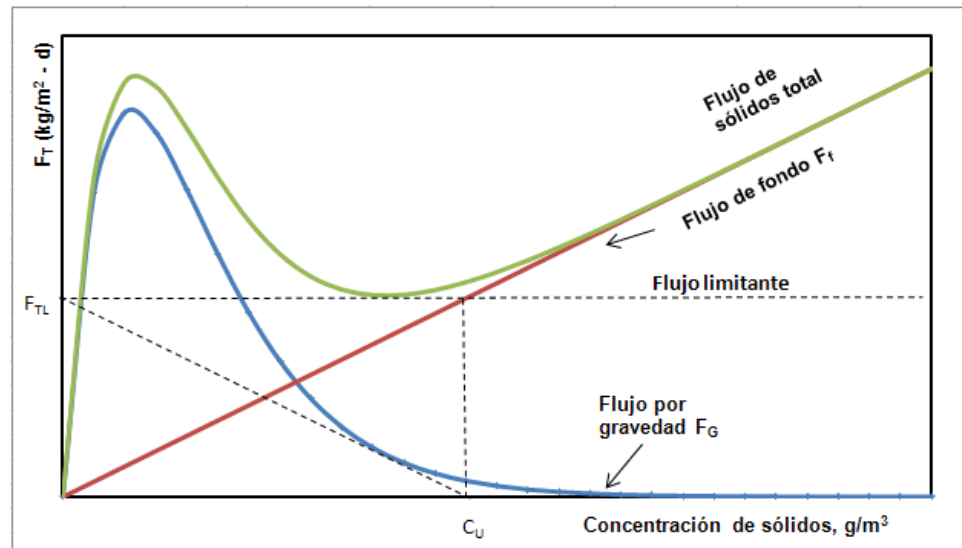
El flujo total de sólidos en el sedimentador ( $F_T$ ) es la suma del flujo de sólidos que sedimentan por gravedad ( $F_G$ ), con una velocidad  $V_s$ , y el flujo de sólidos que sedimentan en el fondo por succión ( $F_f$ ), con una velocidad  $U_b$ . Se representan con las siguientes ecuaciones de balance de masa [17]:

$$F_T = F_G + F_f$$

$$F_T = C_i V_s + C_i U_b$$

Donde:  $F_T$  = Flujo total de sólidos,  $\text{kg/m}^2 \cdot \text{d}$   
 $V_s$  = Velocidad de sedimentación zonal,  $\text{m/d}$   
 $U_b$  = Velocidad de fondos ( $Q_u/A$ ),  $\text{m/d}$   
 $Q_u$  = Caudal de fondo,  $\text{m}^3/\text{d}$   
 $A$  = Área sección transversal,  $\text{m}^2$   
 $C_i$  = Concentración de sólidos,  $\text{g/m}^3$

Los flujos de sólidos por gravedad, succión y totales se calculan con las ecuaciones mostradas, para diferentes concentraciones, y luego son graficados. El flujo de sólidos límite  $F_{TL}$ , el cual es usado para el dimensionamiento del clarificador, se encuentra con una línea tangente al punto más bajo de la parte descendente de la curva de flujo de sólidos totales, o alternativamente, trazando una línea tangente desde la concentración de lodos de fondo deseada hasta la curva de flujo de sólidos por gravedad, como se muestra en la figura 4.14:



**Figura 4. 14 Esquema para el análisis de flujos de sólidos en base a los ensayos de sedimentación**  
Fuente: Metcalf & Eddy, 2004

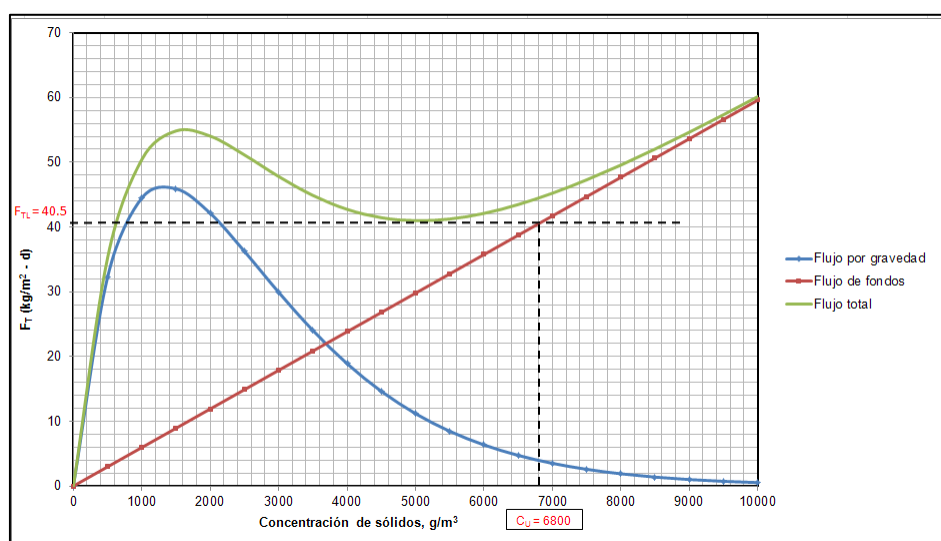
Las condiciones en las que el sedimentador será evaluado, son las de carga y concentraciones pico, las cuales detallan en la siguiente tabla, incluyendo la geometría del equipo:

**Tabla XVI. Parámetros de evaluación y geometría del sedimentador secundario**

Parámetros	Valor
Caudal de entrada ( $Q_0$ ), $m^3/d$	140
Sólidos reactor, $g/m^3$	3206
Sólidos de fondos, $g/m^3$	7360
Sólidos del efluente, $g/m^3$	20
Área de sección transversal sedimentador, $m^2$	10.18
Diámetro, m	3.6
Volumen sedimentador, $m^3$	25.5

Fuente: Morales, A.

Los resultados del análisis de flujo de sólidos se muestran en la figura 4.15. Se observa que el flujo limitante es de  $40.5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{día}$ , con una concentración máxima de sólidos en el fondo del clarificador de  $6800 \text{ g/m}^3$  ( $\text{mg/L}$ ). La concentración actual de fondos supera dicho valor, lo que confirma la sobrecarga del sedimentador y junto a la insuficiencia de oxígeno suministrado al reactor explican la causa del hinchamiento de lodos (Sludge Bulking), lo que reduce la sedimentabilidad de lodos y los acarrea al efluente final de la planta.



**Figura 4. 15 Gráfica de flujo de sólidos para el sedimentador secundario en condiciones de carga pico**  
Fuente: Morales, A.

De las condiciones de flujo limitante y las ecuaciones de balance de sólidos presentadas en la sección 2.4.2, es posible obtener la máxima concentración posible de sólidos en el reactor y el índice



volumétrico de lodos crítico. Estas variables de utilidad para el técnico de planta se muestran en la siguiente tabla:

**Tabla XVII. Valores críticos sedimentación**

Parámetros	Valor
Concentración máxima de sólidos en el reactor, g/m <sup>3</sup>	2892
IVL crítico, mL/g	147
Sedimentabilidad crítica del lodo, mL/L	425

Fuente: Morales, A.

Los parámetros mencionados anteriormente no deben ser usados como valores normales de operación, ya que estos datos representan condiciones críticas de sobrecarga en el clarificador secundario. En general, para condiciones similares a las presentadas, se deben reducir los sólidos de fondo del sedimentador, aumentando bien el caudal de recirculación de sólidos al reactor o el caudal de purga de lodos secundarios.

Con el fin de evitar la sobrecarga del sedimentador, sin comprometer el funcionamiento del reactor de lodos activos y potencialmente minimizar los problemas del “Sludge Bulking”, el sedimentador debe redimensionarse acorde al método de flux de sólidos ya establecido.

Para el redimensionamiento del equipo, se siguió la metodología aplicada por Martínez [26], en la cual se ejecuta un programa en MATLAB donde previamente se ingresan los datos experimentales de las probetas de sedimentación (velocidad de sedimentación vs. concentración de sólidos) para obtener los parámetros del modelo de Vesilind generándose la curva de flujo de sólidos por gravedad.

Una vez obtenido el modelo matemático, se procede a calcular el flujo de sólidos límite para diferentes concentraciones de fondos, con un método análogo al de la tangente a la curva de flujo de sólidos, mediante el cálculo de la derivada de la función de la zona descendente de la curva y luego interpolando con la concentración de purga deseada para obtener el flujo límite de diseño  $F_{TL}$ .

Luego, el programa calcula las áreas de espesamiento y de clarificación, con las condiciones designadas por el usuario.

El área de espesamiento del sedimentador, se relaciona con el flujo de sólidos limitante y viene dado por la siguiente expresión:

$$A_E = \frac{Q_0 C_0}{F_{TL}}$$

Donde:  $F_{TL}$  = Flujo de sólidos límite,  $\text{kg/m}^2 \cdot \text{d}$   
 $A_E$  = Área de espesamiento,  $\text{m}^2$   
 $Q_0$  = Caudal de entrada al clarificador,  $\text{m}^3/\text{d}$   
 $C_0$  = Sólidos suspendidos del reactor,  $\text{g/m}^3$

El área de clarificación, se halla dividiendo el caudal del efluente con la velocidad de sedimentación:

$$A_c = \frac{Q_e}{V_s}$$

Donde:  $A_c$  = Área de clarificación,  $m^2$

$Q_e$  = Caudal del efluente (vertedero),  $m^3/d$

$V_s$  = Velocidad de sedimentación zonal,  $m/d$

El caudal de agua residual que sale por el vertedero se obtiene de un balance de materia, conociendo las concentraciones de sólidos de purga (fondos) y del efluente. El área de diseño escogida es la mayor entre las dos áreas de flujo calculadas. Luego el programa encuentra las dimensiones del tanque y el tiempo de retención acorde a la profundidad asignada por el usuario.

El reporte final del programa modificado en Matlab se detalla a continuación. El área de espesamiento controla el diseño y es de  $13.42 m^2$ . El diámetro debe aumentarse a  $4.13 m$ ; manteniendo la misma altura del sedimentador actual se obtiene un volumen de  $34 m^3$ , y un tiempo de residencia de  $5.75$  horas.

### Tabla XVIII. Diseño del sedimentador en Matlab

#### R E S U L T A D O S

---

Concentraciones de sólidos suspendidos totales:

Sólidos de entrada (Co) = 3206 (mg/L)

Sólidos de fondo (Cf) = 7360 (mg/L)

Sólidos del efluente (Ce) = 20 (mg/L)

---

Caudales:

Caudal de entrada al clarificador = 140 (m<sup>3</sup>/d)

Caudal de fondos = 60.77 (m<sup>3</sup>/d)

Caudal del efluente clarificado = 79.23 (m<sup>3</sup>/d)

---

Dimensiones:

Área del sedimentador = 13.42 (m<sup>2</sup>)

Tasa superficial = 5.91 (m/d) RANGO: [8 - 28]

Diámetro = 4.13 (m)

Profundidad = 2.5 (m)

Volumen = 34 (m<sup>3</sup>)

Tiempo de retención: 5.75 (horas)

---

>>

Fuente: Morales, A.

#### 4.3.3 Análisis de costos de operación

El costo de operación de la planta de tratamiento es obtenido en base a la información técnica de los equipos e insumos del proceso, haciendo énfasis en las dosis óptimas de los químicos obtenidas en el laboratorio. Además se comparan los costos operativos actuales con los costos operacionales basados en las cargas óptimas de los químicos del tratamiento primario.

Los costos de operación son todos los valores necesarios para mantener y operar la planta de tratamiento de aguas e incluyen los siguientes ítems:

- Personal y mantenimiento
- Insumos químicos y materiales de laboratorio
- Electricidad (Aireación, bombas, agitadores, etc.)
- Disposición final de lodos
- Costos asociados a la descarga del efluente

Los costos por químicos se subdividen de acuerdo a las secciones de tratamiento (primario y secundario). En el caso de los costos energéticos, se separan los costos por aireación de los costos por otros equipos como bombas, agitadores, etc. Para este estudio, se omiten los costos por manejo de lodos y los costos asociados a la descarga del efluente, al no disponer de información suficiente para el análisis.

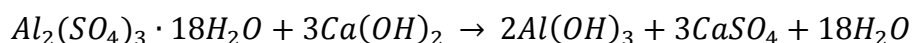
Con respecto al uso de químicos en la planta, los consumos diarios son evaluados de la siguiente manera:

$$\text{Consumo químico } \left( \frac{kg}{\text{día}} \right) = 0.001 * \text{Flujo de agua } \left( \frac{m^3}{\text{día}} \right) * \frac{\text{dosis } \left( \frac{g}{m^3} \right)}{\text{Pureza } (\%)}$$

Los consumos actuales son obtenidos con los flujos volumétricos calibrados por el operador y la concentración del químico (porcentaje) en los tanques de mezcla:

$$\text{Consumo actual} \left( \frac{\text{kg}}{\text{día}} \right) = 1440 * \frac{\text{Dosificación volumétrica} \left( \frac{\text{ml}}{\text{min}} \right) * \text{Concentración} (\%)}{100000}$$

Las dosis de cal se relacionan con las cargas de sulfato de aluminio mediante la ecuación estequiométrica, donde 1 ppm de sulfato se neutraliza con 0.37 ppm de hidróxido de calcio. Para las combinaciones de químicos a pH 7, se utilizó un 25% de exceso al factor estequiométrico obtenido de la reacción:



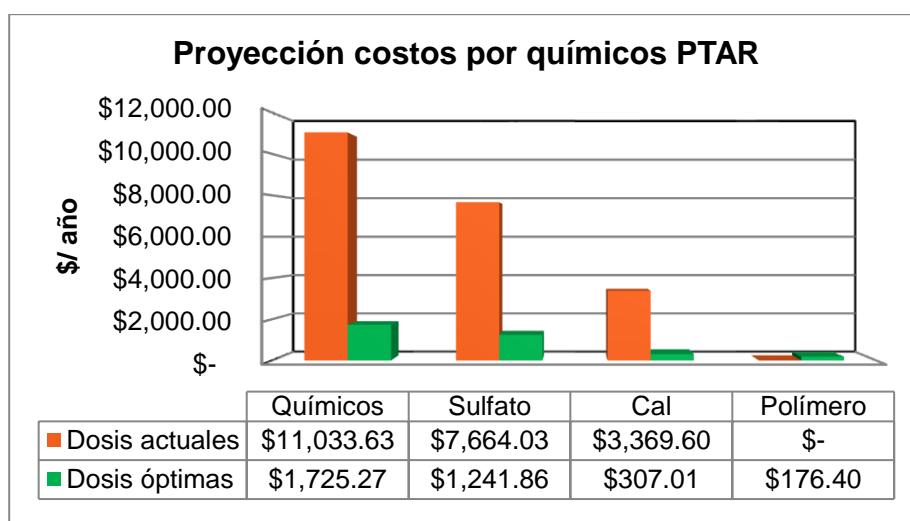
La combinación de dosis óptimas es escogida en el **Anexo I**. Las alternativas D, E y F presentan los valores más bajos de costos operativos. Se selecciona la alternativa F (100 ppm sulfato, 37 ppm cal, 1 ppm polímero), ya que su carga de sulfato es el doble de las alternativas D y E, lo que la hace recomendable en el caso de presenciar caudales con cargas altas de sólidos.

El uso de los químicos se detalla en la siguiente tabla, bajo un caudal entrante de 70 m<sup>3</sup>/día. La proyección de costos muestra un ahorro de \$9308.36 al año, lo que representa un 84% de economía en este rubro.

**Tabla XIX. Consumos actuales y óptimos de químicos**

Consumo de Químico, kg/d	Actual	Óptimo
Sulfato	43.2	7
Cal	36	3.28
Polímero	0	0.07

Fuente: Morales, A.



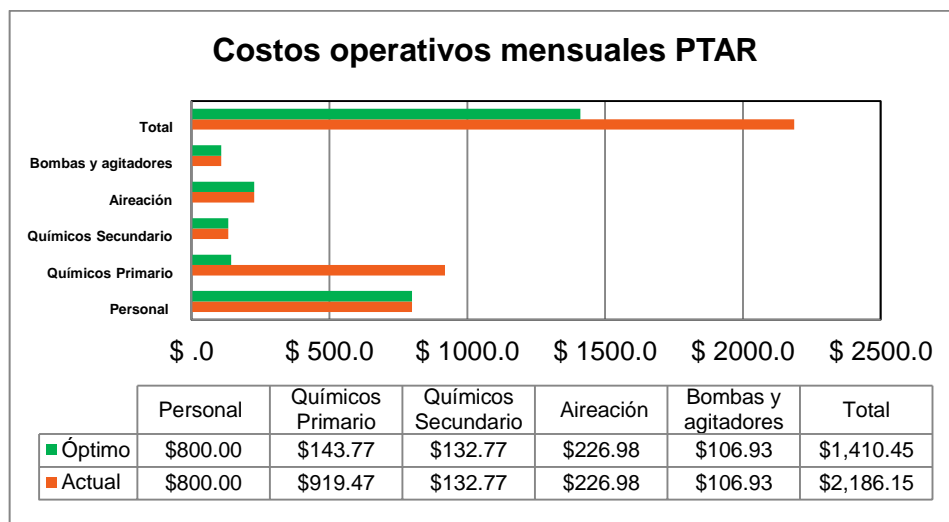
**Figura 4. 16 Análisis comparativo de los costos por insumos químicos actuales y óptimos**

Fuente: Morales, A.

El detalle de los costos operativos actuales y óptimos es mostrado en el **Anexo J**. El rubro correspondiente al de químicos primarios representa un 42% del costo total; bajo dosificaciones óptimas este rubro se reduce a un 10% del costo total actualizado.

El costo por tratar el agua residual es de  $\$1.04/m^3$ , y bajo condiciones óptimas del tratamiento primario el valor se reduce a

\$0.67/m<sup>3</sup> mejorando la economía de la planta en un 35%. El gráfico comparativo se muestra a continuación:



**Figura 4. 17 Gráfico comparativo de costos operativos mensuales**  
Fuente: Morales, A.



## **CAPÍTULO 5**

# **CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

## CONCLUSIONES

El cálculo de la eficiencia del reactor de lodos y del tratamiento del agua residual involucra la integración de procesos químicos, físicos y biológicos que deben ser diseñados correctamente y sustentados en la experimentación y los balances de materia y energía.

Las eficiencias globales obtenidas de los monitoreos realizados a la planta durante los meses de marzo a junio del 2012 y los resultados de la prueba de hipótesis muestran evidencia estadística para el uso de la DQO soluble como alternativa a otras medidas de carga contaminante al proceso biológico. Esta hipótesis es verificada para las aguas residuales estudiadas, y podría o no ser aplicable a otras descargas industriales de panificadoras.

Las pruebas realizadas en un reactor batch determinaron las constantes del proceso de lodos activos, en un periodo de 2 semanas. Éstas son obtenidas a la temperatura de 27°C y se encuentran dentro de los rangos reportados en la literatura, a excepción de  $K_s$  y  $k$ . Esto predice velocidades de reacción lentas, algo inusual para la relativa alta temperatura del medio, no obstante las tasas de reacción se equilibran con la gran afinidad de la biomasa al sustrato, reflejado en el valor de la constante de semisaturación  $K_s$ .

El reactor batch empleado es apropiado debido a su facilidad de operación y rapidez en obtener resultados, lo que significa una reducción de costos del estudio. Su desventaja principal radica en la variabilidad de los datos, debido a su naturaleza transitoria. La calibración del modelo con datos de planta resuelve esta dificultad.

En el tratamiento fisicoquímico del agua se encontraron las dosis óptimas que cumplen con el criterio de reducción de sólidos, mediante un test de jarras. Se incorpora el uso del polímero Praestol 650TR, en conjunto con el sulfato de aluminio y cal. La combinación polímero - coagulante metálico resulta efectiva, disminuyendo las dosis de coagulante. Estas dosificaciones mejorarían la economía global de la planta en un 35%, confirmando la segunda hipótesis del proyecto.

El reactor de lodos activos presenta características de mezcla completa y aireación extendida, con una relación F/M de 0.27 y edad de lodos de 18 días. Esto supone de demandas altas de oxígeno, lo cual es desnivelado por el sub-dimensionamiento del equipo de aireación. Los análisis determinan que el blower debe tener una capacidad superior a la actual.

Los escenarios de modelización establecen que el sistema presenta conversiones de sustrato por encima del 92% para las condiciones actuales de operación; los valores de DQO total están por debajo del límite máximo permisible establecido por las normas ambientales.

## RECOMENDACIONES

1. Disponer de la instrumentación adecuada para la medición y control de flujo en las líneas de aire, lodos activados de purga y recirculación. Esto permitiría un cálculo más realista de la edad de lodos y además facilitaría la introducción de sistemas de control automático a la planta de tratamiento.
2. Instalar un laboratorio dedicado exclusivamente a la planta de aguas residuales y efectuar semanalmente análisis de sólidos suspendidos y de DQO total y soluble, con el fin de monitorear el tratamiento biológico.
3. Monitorear el oxígeno disuelto diariamente y mantener su concentración en un nivel mínimo de 2 ppm (mg/L) en el reactor.
4. Mantener un índice volumétrico de lodos por debajo del valor crítico de 145 mL/g para evitar sobrecargas en el sedimentador secundario. Con la carga de sólidos crítica, esto implica tener un valor de sedimentabilidad menor a 425 mL/L de licor mixto.
5. Para minimizar los efectos del hinchamiento y sobrecarga de lodos, el tanque sedimentador debe aumentar su área de flujo de 3.60 a 4.13 m y ocupar un volumen de 34 m<sup>3</sup>.

6. Debido a la varianza alta obtenida de la calibración del modelo cinético, el modelo debe refinarse con técnicas de laboratorio más precisas (ej.: respirometría), que involucren un mayor número de monitoreos y experimentos.
7. Emplear el modelo dinámico de Simulink para evaluar otras condiciones de trabajo e incluir el oxígeno disuelto como variable de estado adicional. Para esto se requieren de futuros estudios que determinen los parámetros de consumo y transferencia de masa de oxígeno.
8. Debido a la alta variabilidad encontrada en los datos de caudales, es necesario verificar la condición hidráulica del tanque ecualizador y establecer su condición óptima de amortiguación de flujo y carga orgánica hacia las siguientes unidades de proceso.
9. Implementar las dosificaciones óptimas de laboratorio aplicándolas al tratamiento primario del agua. La hidráulica de los tanques de mezcla rápida y de floculación debe considerarse para el mejoramiento del proceso fisicoquímico.

# **ANEXOS**

## Anexo A

### Recopilación de caudales y análisis de normalidad

Rango	Prob. Acumulada	Normal Score Z	Q (m <sup>3</sup> /d)	log Q
1	0.006	-2.493	35.0	1.544
2	0.013	-2.237	35.0	1.544
3	0.019	-2.075	35.0	1.544
4	0.025	-1.955	35.0	1.544
5	0.032	-1.857	35.0	1.544
6	0.038	-1.775	36.0	1.556
7	0.044	-1.703	37.0	1.568
8	0.0506	-1.639	37.0	1.568
9	0.05696	-1.581	37.0	1.568
10	0.063	-1.528	39.0	1.591
11	0.070	-1.479	40.0	1.602
12	0.076	-1.433	40.0	1.602
13	0.082	-1.390	40.0	1.602
14	0.089	-1.349	40.0	1.602
15	0.095	-1.311	40.0	1.602
16	0.101	-1.274	40.0	1.602
17	0.108	-1.239	40.0	1.602
18	0.114	-1.206	40.0	1.602
19	0.120	-1.174	40.0	1.602
20	0.127	-1.143	40.0	1.602
21	0.133	-1.113	40.0	1.602
22	0.139	-1.084	40.0	1.602
23	0.146	-1.056	40.0	1.602
24	0.152	-1.028	41.0	1.613
25	0.158	-1.002	41.0	1.613
26	0.165	-0.976	41.0	1.613
27	0.171	-0.951	43.0	1.633
28	0.177	-0.926	43.0	1.633
29	0.184	-0.902	44.0	1.643
30	0.190	-0.878	45.0	1.653
31	0.196	-0.855	45.0	1.653
32	0.203	-0.833	45.0	1.653
33	0.209	-0.810	45.0	1.653
34	0.215	-0.789	45.0	1.653

35	0.222	-0.767	45.0	1.653
36	0.228	-0.746	45.0	1.653
37	0.234	-0.725	45.0	1.653
38	0.241	-0.705	45.0	1.653
39	0.247	-0.684	45.0	1.653
40	0.253	-0.665	45.0	1.653
41	0.259	-0.645	45.0	1.653
42	0.266	-0.625	45.0	1.653
43	0.272	-0.606	46.0	1.663
44	0.278	-0.587	46.0	1.663
45	0.285	-0.569	47.0	1.672
46	0.291	-0.550	47.0	1.672
47	0.297	-0.532	47.0	1.672
48	0.304	-0.514	47.0	1.672
49	0.310	-0.495	47.0	1.672
50	0.316	-0.478	47.0	1.672
51	0.323	-0.460	47.0	1.672
52	0.329	-0.442	48.0	1.681
53	0.335	-0.425	48.0	1.681
54	0.342	-0.408	48.0	1.681
55	0.348	-0.390	49.0	1.690
56	0.354	-0.373	49.0	1.690
57	0.361	-0.356	49.0	1.690
58	0.367	-0.340	50.0	1.699
59	0.373	-0.323	50.0	1.699
60	0.380	-0.306	50.0	1.699
61	0.386	-0.290	50.0	1.699
62	0.392	-0.273	50.0	1.699
63	0.399	-0.257	50.0	1.699
64	0.405	-0.240	50.0	1.699
65	0.411	-0.224	50.0	1.699
66	0.418	-0.208	50.0	1.699
67	0.424	-0.192	50.0	1.699
68	0.430	-0.175	50.0	1.699
69	0.437	-0.159	50.0	1.699
70	0.443	-0.143	50.0	1.699
71	0.449	-0.127	50.0	1.699
72	0.456	-0.111	50.0	1.699
73	0.462	-0.095	50.0	1.699



74	0.468	-0.079	50.0	1.699
75	0.475	-0.064	51.0	1.708
76	0.481	-0.048	51.0	1.708
77	0.487	-0.032	53.0	1.724
78	0.494	-0.016	53.0	1.724
79	0.500	0.000	54.0	1.732
80	0.506	0.016	54.0	1.732
81	0.513	0.032	55.0	1.740
82	0.519	0.048	55.0	1.740
83	0.525	0.064	55.0	1.740
84	0.532	0.079	55.0	1.740
85	0.538	0.095	55.0	1.740
86	0.544	0.111	55.0	1.740
87	0.551	0.127	55.0	1.740
88	0.557	0.143	55.0	1.740
89	0.563	0.159	55.0	1.740
90	0.570	0.175	55.0	1.740
91	0.576	0.192	55.0	1.740
92	0.582	0.208	55.0	1.740
93	0.589	0.224	55.0	1.740
94	0.595	0.240	55.0	1.740
95	0.601	0.257	56.0	1.748
96	0.608	0.273	57.0	1.756
97	0.614	0.290	57.0	1.756
98	0.620	0.306	58.0	1.763
99	0.627	0.323	58.0	1.763
100	0.633	0.340	58.0	1.763
101	0.639	0.356	59.0	1.771
102	0.646	0.373	60.0	1.778
103	0.652	0.390	60.0	1.778
104	0.658	0.408	60.0	1.778
105	0.665	0.425	60.0	1.778
106	0.671	0.442	60.0	1.778
107	0.677	0.460	60.0	1.778
108	0.684	0.478	60.0	1.778
109	0.690	0.495	60.0	1.778
110	0.696	0.514	60.0	1.778
111	0.703	0.532	60.0	1.778
112	0.709	0.550	60.0	1.778

113	0.715	0.569	60.0	1.778
114	0.722	0.587	60.0	1.778
115	0.728	0.606	60.0	1.778
116	0.734	0.625	60.0	1.778
117	0.741	0.645	60.0	1.778
118	0.747	0.665	61.0	1.785
119	0.753	0.684	62.0	1.792
120	0.759	0.705	63.0	1.799
121	0.766	0.725	63.0	1.799
122	0.772	0.746	63.0	1.799
123	0.778	0.767	65.0	1.813
124	0.785	0.789	65.0	1.813
125	0.791	0.810	65.0	1.813
126	0.797	0.833	65.0	1.813
127	0.804	0.855	65.0	1.813
128	0.810	0.878	66.0	1.820
129	0.816	0.902	66.0	1.820
130	0.823	0.926	70.0	1.845
131	0.829	0.951	70.0	1.845
132	0.835	0.976	70.0	1.845
133	0.842	1.002	70.0	1.845
134	0.848	1.028	70.0	1.845
135	0.854	1.056	70.0	1.845
136	0.861	1.084	71.0	1.851
137	0.867	1.113	72.0	1.857
138	0.873	1.143	75.0	1.875
139	0.880	1.174	75.0	1.875
140	0.886	1.206	75.0	1.875
141	0.892	1.239	75.0	1.875
142	0.899	1.274	75.0	1.875
143	0.905	1.311	77.0	1.886
144	0.911	1.349	77.0	1.886
145	0.918	1.390	78.0	1.892
146	0.924	1.433	79.0	1.898
147	0.930	1.479	80.0	1.903
148	0.937	1.528	80.0	1.903
149	0.943	1.581	80.0	1.903
150	0.949	1.639	82.0	1.914
151	0.956	1.703	83.0	1.919

152	0.962	1.775	85.0	1.929
153	0.968	1.857	85.0	1.929
154	0.975	1.955	86.0	1.934
155	0.981	2.075	89.0	1.949
156	0.987	2.237	92.0	1.964
157	0.994	2.493	95.0	1.978

## Anexo B

**Prueba de Kolmogorov - Smirnov para los datos de eficiencias solubles de la planta, usando el estadístico de prueba D**

Rango	E (%)	Prob. Acumulada Empírica $\hat{F}$	$Z = \frac{E - \bar{E}}{s}$	Probabilidad normal $F_o$	$D = \hat{F} - F_o$
1	96.96	0.250	-0.942	0.173	0.077
2	97.16	0.500	-0.772	0.220	<b>0.280</b>
3	98.90	0.750	0.702	0.759	0.009
4	99.27	1.000	1.012	0.844	0.156

$\bar{E}$	98.07
Desv. Std.	1.1773
D	0.280
D crítico 95%	0.375

Al ser  $D < D_{\text{crít}}$ , los datos se ajustan a una distribución normal.

## Anexo C

Tablas de resultados pruebas de jarras (#2 y #3) a pH = 6.

Criterio de remoción: 89% (base SST)

### Dosis sin polímero

Sulfato, ppm	Polímero, ppm	Carga SST	SST residual	% remoción SST	Cumple
100	-	543	80	85.3	NO
200	-	543	56	89.7	SI
250	-	543	52	90.4	SI
300	-	543	46	91.5	SI
400	-	543	38	93.0	SI
500	-	543	30	94.5	SI

### Dosis con polímero

Sulfato, ppm	Polímero, ppm	Carga SST	SST residual	% remoción SST	Cumple
50	1	358	22	93.9	SI
50	5	358	12	96.6	SI
100	1	358	34	90.5	SI
100	5	358	66	81.6	NO

## Anexo D

Tablas de resultados pruebas de jarras (#4 y #5) a pH = 7.

Criterio de remoción: 89% (base SST)

### Dosis sin polímero

Sulfato, ppm	Polímero, ppm	Carga SST	SST residual	% remoción	Cumple
100	-	358	44	87.7	NO
200	-	358	34	90.5	SI
300	-	358	40	88.8	NO

### Dosis con polímero

Sulfato, ppm	Polímero, ppm	Carga SST	SST residual	% remoción	Cumple
50	1	215	97	54.9	NO
50	3	215	72	66.5	NO
50	5	215	96	55.3	NO
100	1	215	22	89.8	SI
100	3	215	16	92.6	SI
100	5	215	12	94.4	SI
150	1	215	14	93.5	SI
150	3	215	18	91.6	SI

## Anexo E

### Monitoreos y variables de operación del reactor de lodos activos

NOTA: Sólidos y DQO en unidades de mg/L (g/m<sup>3</sup>)

DATOS	M1	M2	M3	M4	M5	M6	M7
Caudal (Q), m <sup>3</sup> /d	70	49	40	60	60	37	37
DQO entrada (S <sub>0</sub> )	491.72	1350.6	508.69	742.18	742.18	1390.5	1405.6
DQO salida (S)	N/D	61.31	16.00	21.00	21.00	47.16	39.85
SST entrada	10	104	112	92	82	80	60
SST reactor	2514	2166	4794	2852	2724	3350	4044
SSV reactor (X)	1550	1625	3596	2139	2043	2513	3033
SST salida,	8	36	1	8	16	4	8
SSV salida, (X <sub>e</sub> )	2	10	2	2	10	2	2
Eficiencia (E), %	N/D	95.46	98.03	98.65	98.65	96.61	97.16
Carga Orgánica, g/m <sup>3</sup> - d	439.88	845.74	260.03	569.08	569.08	657.49	664.63
F/M, d <sup>-1</sup>	0.28	0.52	0.07	0.27	0.28	0.26	0.22
Licor Mixto, mL/L	470	480	600	550	550	500	500
IVL	187	222	125	193	202	149	124
SST recirculación (X <sub>R</sub> )	5349	4513	7990	5185	4953	6700	8088
Caudal de purga, (Q <sub>W</sub> )	2	2	2	2	2	2	2
Edad de lodos, días	14.0	16.5	21.9	19.9	18.8	18.2	18.2
Tasa de recirculación (R)	0.82	0.83	1.37	1.14	1.14	0.88	0.88

## Anexo F

Pruebas de sedimentación tipo batch,  $C_0 = 8.6 \text{ g/L}$

680 mg/L	
t (h)	H (m)
0.000	0.365
0.083	0.12
0.167	0.09
0.250	0.08
0.333	0.07

1720 mg/L	
t (h)	H (m)
0.00	0.365
0.08	0.23
0.17	0.2
0.25	0.192
0.33	0.182
0.42	0.175

2580 mg/L	
t (h)	H (m)
0.00	0.365
0.04	0.346
0.08	0.326
0.13	0.311
0.17	0.295
0.21	0.286
0.25	0.275
0.29	0.273
0.33	0.261
0.38	0.256



3440 mg/L	
t (h)	H (m)
0.00	0.365
0.08	0.345
0.17	0.333
0.25	0.315
0.33	0.305
0.42	0.295

4300 mg/L	
t (h)	H (m)
0.00	0.365
0.08	0.355
0.17	0.353
0.25	0.35
0.33	0.347
0.42	0.343

5332 mg/L	
t (h)	H (m)
0.00	0.365
0.08	0.356
0.17	0.354
0.25	0.352
0.33	0.35
0.42	0.349
0.50	0.345

6880 mg/L	
t (h)	H (m)
0.00	0.368
0.17	0.365
0.33	0.361
0.50	0.358
0.67	0.355
0.83	0.352
1.00	0.348
1.17	0.345
1.33	0.341
1.50	0.337
1.67	0.334
1.83	0.332
2.00	0.328
2.17	0.325

8600 mg/L	
t (h)	H (m)
0	0.365
0.25	0.363
0.5	0.361
0.75	0.36
1	0.359
1.25	0.3585

## Anexo G

### Script para desarrollo de simulaciones en MATLAB bajo variables de entrada constantes

```
1 function dY=lodosactivados(~,y)
2
3 %Parametros de diseño
4 So=950; %Sustrato de entrada, g/m3
5 Q=70; %Caudal de entrada, m3/d
6 R=1.01;
7 Qr=Q*R; %Caudal recirculado, m3/d
8 Qw=1; %Caudal de purga, m3/d
9 V=78.25; %Volumen del reactor, m3
10 Vs=25.5; %Volumen del sedimentador secundario, m3
11
12 %Biocinetica
13 k=0.643; Y=0.257; Ks=3.106; kd=0.097;
14 S=y(1); %Sustrato del reactor, g/m3
15 X=y(2); %Biomasa en el reactor, g/m3
16 Xr=y(3); %Biomasa caudal refluj/purga del sedimentador, g/m3
17
18 dSdt=(Q/V)*So-(Q/V)*S-((k*X*S)/(Ks+S));
19 dXdt=(-Qw/V)*Xr+((Y*k*X*S)/(Ks+S))-kd*X;
20 dXrdt=((Q+Qr)/Vs)*X-((Qr+Qw)/Vs)*Xr;
21 dY=[dSdt; dXdt; dXrdt];
22
23
```

## Anexo H

### Cálculo de pérdidas primarias y menores en Excel

(Factor f aumentado en un 10% por envejecimiento de tubería)

(Cálculo de f – spreadsheet del curso Flujo de Fluidos – ESPOL 2009 IIT)

	A	B	C	D	E	F	G	H				
1	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2.0 \log \left( \frac{\epsilon/d}{3.7} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right)$				<b>DESCRIPCIÓN DE COLORES DE CELDA</b>							
2									Datos calculados por el programa para uso en la estimación del factor de fricción <b>f (NO DEBE SER CAMBIADO)</b>			
3												
4									Datos que deben ser ingresados por el usuario considerando el sistema de unidades requerido			
5												
6	$\epsilon$ (mm)	0.152	f	error	Celdas usadas por EXCEL para realizar las iteraciones con la fórmula de Colebrook							
7	d (m)	0.0525	4									
8	$\epsilon/d$	0.00290	0.026053291	-3.97394671								
9	Q (m³/s)	0.0485	0.02762793	0.001574639								
10	$\rho$ (kg/m³)	1.4	0.027581089	-4.6841E-05								
11	v (m²/s)	0.00001505	0.027582427	1.33741E-06	Celdas usadas por EXCEL para realizar las iteraciones con la fórmula de Colebrook							
12	V (m/s)	22.40	0.027582388	-3.8231E-08								
13	Re	78155	0.027582389	1.09284E-09								
14	<b>SOLUCIÓN A LA ECUACIÓN DE COLEBROOK &amp; WHITE (1939) USANDO ITERACIONES</b>								0.027582389	-3.1239E-11		
15									0.027582389	8.92959E-13		
16					0.027582389	-2.5518E-14						
17					0.027582389	7.28584E-16						
18					0.027582389	0						
19	0.027582389	0	L (m)	16.55	hf (m)	244.95						

	A	B	C	D				
1	$h_m = \sum K \frac{v^2}{2g}$							
2								
3								
4	<b>Accesorios</b>	<b>#</b>	<b>K</b>	<b>K accesorios</b>				
5	Codos	6	0.95	5.7				
6	Tés	6	1	6				
7	Válvula mariposa	1	0.3	0.3				
8	Válvula retención	1	2.1	2.1				
9	$\Sigma K$			14.1				
10	hm (m)			360.96				

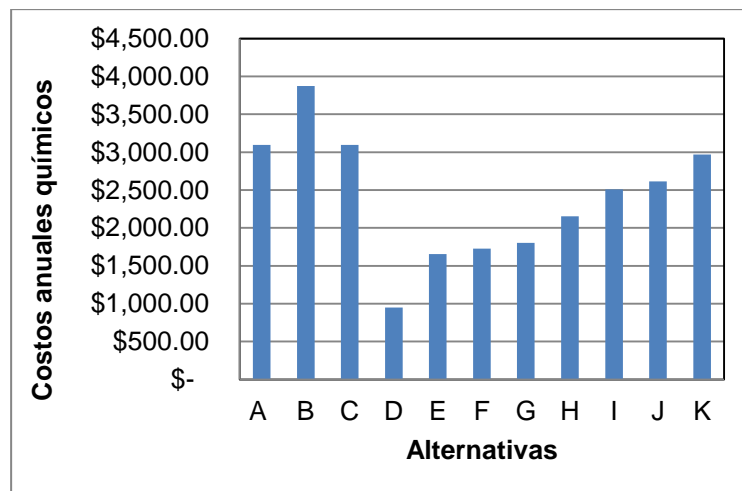
Pérdidas de carga en la tubería: **605.91 m**

Caída de presión: **8.31 kPa (1.21 psi)**

## Anexo I

### Análisis de alternativas (dosis óptimas) - Costos de operación PTAR

ALTERNATIVAS	pH	Dosis sulfato, ppm	Dosis cal, ppm	Dosis polímero, ppm	Eficiencia, %	COSTO ANUAL
A	6	200	74	0	89.7	\$ 3.097.44
B	6	250	92.5	0	90.4	\$ 3.871.80
C	7	200	74	0	90.5	\$ 3.097.44
D	6	50	18.5	1	93.9	\$ 947.44
E	6	50	18.5	5	96.6	\$ 1.656.36
F	6	100	37	1	90.5	\$ 1.725.12
G	7	100	46.25	1	89.8	\$ 1.801.84
H	7	100	46.25	3	92.6	\$ 2.154.64
I	7	100	46.25	5	94.4	\$ 2.507.44
J	7	150	69.40	1	93.5	\$ 2.614.76
K	7	150	69.40	3	91.6	\$ 2.967.56



## Anexo J

### Costos de operación mensuales PTAR

Rubros	Costo mensual	Porcentaje %
Personal y mantenimiento	\$ 800.00	37%
Químicos Primario	\$ 919.47	42%
Químicos Secundario	\$ 132.77	6%
Electricidad - Aireación	\$ 226.98	10%
Electricidad - Bombas y agitadores	\$ 106.93	5%
<b>Total</b>	<b>\$ 2.186.15</b>	<b>100%</b>
<b>Costo/m<sup>3</sup> agua tratada</b>	<b>\$ 1.04</b>	

Rubros	Costo mensual	Porcentaje %
Personal y mantenimiento	\$ 800.00	57%
Químicos Primario	\$ 143.77	10%
Químicos Secundario	\$ 132.77	9%
Electricidad - Aireación	\$ 226.98	16%
Electricidad - Bombas y agitadores	\$ 106.93	8%
<b>Total</b>	<b>\$ 1410.45</b>	<b>100%</b>
<b>Costo/m<sup>3</sup> agua tratada</b>	<b>\$ 0.67</b>	

## Anexo K

Imágenes del reactor industrial y piloto batch



## BIBLIOGRAFÍA

- [1] Water Pollution Control Federation. *Clean water for today: what is wastewater treatment*. Washington: WPCF, 1980.
- [2] Metcalf & Eddy. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. 4<sup>th</sup> edition. Estados Unidos: McGraw-Hill, 2004.
- [3] *Texto unificado, Libro VI de la calidad ambiental, Anexo I* [En línea]. 2003. Ecuador: Ministerio del Ambiente.  
<<http://web.ambiente.gob.ec>> [2012, 9 de junio].
- [4] Eckenfelder, W. *Industrial Water Pollution Control*, 3<sup>rd</sup> edition. Estados Unidos: McGraw-Hill, 2000.
- [5] Yim, B. et al. Bakery Waste: Its Characteristics and Treatability, Part II. *Indust. Wastes*, Septiembre/Octubre 1975, p. 41–44.
- [6] Liu, J.C.; Lien, C.S. Pretreatment of bakery wastewater by coagulation-flocculation and dissolved air flotation. *Water Sci. Technol.*, 2001, 43, p. 131–137.
- [7] Muñoz, M. *Tratamientos Primarios de los Efluentes de Pelambre y Curtido*. XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. México, 2002.
- [8] APHA; AWWA; WPCF. *Standard Methods for the examination of water and wastewater*. 17<sup>th</sup> edition. Estados Unidos: AWWA, 1989.
- [9] *Danish EPA, Nutrients and Eutrophication in Danish Marine Waters* [En línea]. Dinamarca: 2003 <[www2.dmu.dk](http://www2.dmu.dk)> [Consulta: 28 de abril 2013].
- [10] Zipper, C. *On-Site Sewage Treatment Alternatives*. [En línea]. Estados Unidos <<http://pubs.ext.vt.edu/448/448-407/448-407.html>> [Consulta: 28 de abril 2013].
- [11] Lin, S. *Water and Wastewater Calculations Manual*. 2<sup>nd</sup> edition. Estados Unidos: McGraw-Hill, 2007.
- [12] Rodríguez, A. *Tratamientos Avanzados de Aguas Residuales industriales*. Madrid: CEIM, 2006.



- [13] Romero, J. *Tratamiento de aguas residuales. Teoría y principios de diseño*. 3ra edición. Colombia: Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería, 2008.
- [14] Gil Rodríguez, M. *Procesos de descontaminación de aguas. Cálculos avanzados informáticos*. España: Editorial Thomson, 2005.
- [15] Orhon, D.; Germirli, F.; Karahan, O. *Industrial Wastewater Treatment by Activated Sludge*, Londres: IWA publishing, 2009.
- [16] Fogler, H. *Elementos de ingeniería de las reacciones químicas*. 4ta edición. México: Editorial Prentice Hall, 2008.
- [17] Spencer, P. *The Biological Basis of Wastewater Treatment*. Reino Unido: Strathkelvin Instruments Ltd., 2005.
- [18] Crites, R.; Tchobanoglous, G. *Tratamiento de Aguas Residuales en Pequeñas Poblaciones*. Colombia: McGraw-Hill, 2000.
- [19] *Departamento de Microbiología y Parasitología* [En línea]. México, 2013.  
<<http://www.facmed.unam.mx/deptos/microbiologia/bacteriologia/generalidades.html>> [2013, 28 de abril].
- [20] Mcquarrie, D. *Physical Chemistry*. Estados Unidos: University Science Books, 1997.
- [21] Himmelblau, D.; Riggs, J. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. 7<sup>th</sup> edition. Estados Unidos: Prentice Hall, 2003.
- [22] Davis, M. *Water and Wastewater Engineering*. Estados Unidos: McGraw-Hill, 2010.
- [23] Villarreal, M. *Assessment of Non-Linear Least Squares Estimation of Monod Kinetic Parameters from Batch Reactor Experiments*. Tesis (Master of Engineering). Montreal: McGill University, 1990, 124 p.
- [24] Ryan, T.; Joiner, B. *Normal Probability Plots and Tests for Normality*. Technical Report. Estados Unidos: Pennsylvania State University, 1976.
- [25] Miller, J. *Statistics and Chemometrics for Analytical Chemistry*. 5<sup>th</sup> edition. Essex: Prentice Hall, 2005.

- [26] Martínez, S.; Rodríguez, M. *Tratamiento de Aguas Residuales con MATLAB*. México: Editorial Reverté S.A., 2005.
- [27] White, F. *Fluid Mechanics*. 4<sup>th</sup> edition. Estados Unidos: McGraw-Hill, 2002.
- [28] Stenstrom, M.; Rosso, D. *Aeration*. [Diapositivas]. California: UCLA, 2010. 92 diapositivas.
- [29] Armenante, P. *Coagulation and Flocculation*. [Diapositivas]. Estados Unidos: New Jersey Institute of Technology, [200?]. 129 diapositivas.
- [30] Haas, C.; Vamos, R. *Hazardous and Industrial Waste Treatment*. Estados Unidos: Prentice Hall, 1995.
- [31] Hammer, M. et al. *Water Supply and Pollution Control*. 8<sup>th</sup> edition. Estados Unidos: McGraw-Hill, 2008.
- [32] Levenspiel, O. *El Minilibro de los Reactores Químicos*. España: Editorial Reverté S.A., 2002.
- [33] Matamoros, D. *Apuntes Curso Flujo de Fluidos*. Guayaquil: ESPOL, 2009.
- [34] McCarty, P. et al. *Biotecnología del Medio Ambiente: Principios y Aplicaciones*. México: McGraw-Hill, 2001.
- [35] Nalco Chemical Company. *The Nalco Water Handbook*. 2<sup>nd</sup> edition. Estados Unidos: McGraw-Hill, 1988.
- [36] Ramalho, R. *Tratamiento de Aguas Residuales*. España: Editorial Reverté, 1996.
- [37] Russell, D. *Practical Wastewater Treatment*. Estados Unidos: Wiley, 2006.
- [38] Smith, C.; Corripio, A. *Principles and Practice of Automatic Process Control*. 3<sup>rd</sup> edition. Estados Unidos: Wiley, 2006.
- [39] Tiosa S.A. *Reportes de calidad del efluente residual, Planta de tratamiento*. 2012.

- [40] Vega, J. Villacreses. J. *Estudio del Fenómeno de Sedimentación en el Tratamiento del Agua en tres Casos de Estudio*. Tesis (Ingeniería Civil). Guayaquil: ESPOL, 2006, 202 p.
- [41] Walpole, R. et al. *Probabilidad y Estadística para Ingenierías y Ciencias*. Octava Edición. México: Pearson, 2007.
- [42] Wang, L. et al. *Handbook of Industrial and Hazardous Wastes Treatment*. 2<sup>nd</sup> edition. New York: Marcel Dekker Inc. 2004, pp. 1189 – 1207.