



UNIVERSIDAD DE QUINTANA ROO
DIVISIÓN DE CIENCIAS E INGENIERÍA

**OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO
DE AGUAS RESIDUALES DE LA PLANTA
“FOVISSSTE V ETAPA”**

TESIS
PARA OBTENER EL GRADO DE
INGENIERA AMBIENTAL



PRESENTA
ALGER FARID GAMERO RODRÍGUEZ

DIRECTOR
DR. JOSÉ MANUEL CARRIÓN JIMÉNEZ

ASESORES
DR. JOEL OMAR YAM GAMBOA
Q.F.B. JOSÉ LUIS GONZÁLEZ BUCIO
M.C. JOSÉ MARTÍN RIVERO RODRÍGUEZ
ING. RICARDO ALFONSO SÁNCHEZ RIVERA





UNIVERSIDAD DE QUINTANA ROO
DIVISIÓN DE CIENCIAS E INGENIERÍA

**TRABAJO DE TESIS BAJO LA SUPERVISIÓN DEL COMITÉ
DEL PROGRAMA DE LICENCIATURA Y APROBADA COMO
REQUISITO PARA OBTENER EL GRADO DE:**

INGENIERA AMBIENTAL

COMITÉ DE TESIS



DIRECTOR:

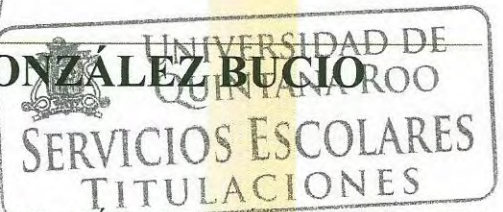
DR. JOSÉ MANUEL CARRIÓN JIMÉNEZ

ASESOR:

DR. JOEL OMAR YAM GAMBOA

ASESOR:

Q.F.B. JOSÉ LUIS GONZÁLEZ BUGIO



CHETUMAL, QUINTANA ROO, MÉXICO, NOVIEMBRE DE 2014.

AGRADECIMIENTOS

Al término de esta etapa de mi vida, quiero expresar un profundo agradecimiento a quienes con su ayuda, apoyo y comprensión me alentaron a lograr este trabajo principalmente a mis Padres, gracias por su cariño, guía y apoyo incondicional con lo cual he logrado concluir mi carrera profesional.

A mis hermanos Miguel y Pilar, los cuales siempre han estado conmigo en mis logros y fracasos, con mucho cariño les comparto este triunfo.

A mi Novia Margarita y a nuestro futuro ser los amo.

Al Dr. José Manuel Carrión Jiménez, gracias por su paciencia y esfuerzo para la realización de este trabajo, sus conocimientos me serán de gran ayuda para mi desarrollo laboral y sobre todo gracias por su amistad.

A mis asesores QFB. José Luis González Bucio y Dr. Joel Omar Yam Gamboa por su dedicación y esfuerzo.

A todos y cada uno de los profesores que me dieron clase; por sus enseñanzas, dedicación y tiempo; en especial a los profesores de Ingeniería Ambiental, que además de enseñarme lo que se de esta carrera profesional hicieron que mi paso por la universidad fuera agradable.

Y por último un especial agradecimiento, a mis compañeros y amigos de la generación 2009-2014 de Ingeniería Ambiental, que nuestra amistad se siga extendiendo a lo largo de nuestras vidas.

CONTENIDO

CAPITULO 1.....	1
1 Introducción	1
1.1 Objetivos	5
1.1.1 Objetivo General.....	5
1.1.2 Objetivos Particulares.....	5
CAPITULO 2.....	6
2 Materiales y métodos	6
2.1 Arreglo experimental	6
2.2 Determinaciones analíticas.....	6
2.3 Estimación de parámetros cinéticos	7
2.4 Calculo de producción de lodos	10
2.5 Calculo del requerimiento de oxigeno.....	10
2.8 Determinación del índice volumétrico de lodos	11
2.9 Modelo del reactor de lodos activados.....	11
2.10 Calculo de retención de solidos	14
2.11 Calculo de carga de solidos.....	15
2.12 Calculo del coeficiente de velocidad de masa volumétrico	15
2.13 Determinación de los caudales de la PTAR “Fovissste V Etapa”	17

CAPITULO 3.....	20
3 Resultados y discusión	20
3.1 Análisis del funcionamiento de la PTAR “Fovissste V Etapa”	20
3.2 Análisis del sistema de lodos activados.....	25
3.3 Análisis de parámetros cinéticos método extant	28
3.3 Análisis de la transferencia de oxígeno al reactor.....	29
3.3.1 Análisis comparativo.....	34
3.4 Conclusiones	35
 Bibliografía.....	 36

CONTENIDO DE FIGURAS

Figura 1.1. Esquema de la planta “Fovissste V Etapa”	2
Figura 2.1. Esquema del arreglo experimental respirométrico extant.....	6
Figura 2.2. Esquema del balance de materia del sistema de lodos activados de la planta “Fovissste V Etapa”	12
Figura 2.3. Canales de entrada agua residual al tanque de almacenamiento.....	18
Figura 2.4. Esquema de la sección del canal de agua residual utilizada para la estimación del caudal.....	18
Figura 2.5. Bombeo de agua residual al reactor biológico.....	19
Figura 3.1. Variaciones en las concentraciones de materia orgánica soluble en el agua residual afluyente de la Planta Fovissste.....	21
Figura 3.4. Formación de espuma en el reactor de lodos activados debido al crecimiento de Nocardia en el reactor.....	26
Figura 3.5. Respirograma del día 8 de mayo de 2014 a 1 ml de solución de acetato de sodio.....	29
Figura 3.6. Perfil de oxígeno disuelto en el reactor de la Planta Fovissste en la primera etapa del experimento realizado para estimar R_o	30
Figura 3.7. Perfil de oxígeno disuelto en el reactor de la Planta Fovissste en la segunda etapa del experimento realizado para estimar K_{La}	30
Figura 3.8. Análisis de sensibilidad de KLa	31
Figura 3.9. Sistema de aireación usado en el reactor de lodos activados de la Planta Fovissste	32
Figura 3.10. Predicción del modelo ASM-1 en estado estacionario.....	33

Figura 3.11. Determinación de Ro según el modelo Metcalf y Eddy (1991).....33

Figura 3.12. Predicción del requerimiento de oxígeno metodología34

CONTENIDO DE TABLAS

Tabla 3.1. Resultados de la prueba del índice volumétrico de lodos del día 28 de febrero de 2014.....26

Tabla 3.2. Resultados de la prueba del índice volumétrico de lodos del día 7 de marzo de 2014.27

Tabla 3.3. Límites máximos permisibles en las descargas de aguas residuales.....28

Tabla 3.4. Requerimiento de oxígeno que predice el modelo ASM-1 y el método de Metcalf y Eddy (1991), para distintos caudales.34

CAPITULO 1.

1. INTRODUCCIÓN

El agua es uno de los recursos naturales más preciados en el mundo, cuya conservación debe implicarnos a todos. El ciclo natural del agua tiene una gran capacidad de purificación, pero esta misma facilidad de regeneración y su aparente abundancia hacen que sea el vertedero habitual de residuos. Las aguas contaminadas provienen de distintas fuentes, como pueden ser industriales como de zonas habitacionales, por lo que están compuestas de partículas muy variadas (Edwar & Hardenberg, 1987). En la actualidad la preocupación ambiental por el destino de las aguas residuales, es de mucha importancia para el ecosistema como para la sociedad, debido a que estos causan gran impacto al medio por las altas concentraciones de contaminantes en estas. Como consecuencia, se han venido desarrollando métodos de tratamiento aguas residuales que involucran microorganismos, debido a que estos son relativamente económicos, eficientes y no generan subproductos peligrosos (Quiroga & López, 2008). El proceso de lodos activados, es un tratamiento para aguas residuales, el cual, el agua residual es mezclada con lodo biológico (este contiene microorganismos) en un tanque denominado reactor biológico o tanque de lodos activados. Los microorganismos forman flóculos, los cuales sedimentan en un tanque de sedimentación, lugar donde es posible recircular los lodos al reactor biológico para continuar con el tratamiento. En el proceso de lodos activados, los microorganismos son completamente mezclados con la materia orgánica en el agua residual de manera que ésta les sirve de sustrato alimenticio. Es importante indicar que la mezcla o agitación se efectúa por medios mecánicos superficiales o sopladores sumergidos, los cuales tiene doble función: 1) producir mezcla completa y 2) agregar oxígeno al medio para que el proceso se desarrolle.

En el municipio de Othon P. Blanco en Chetumal se encuentra la planta de tratamiento aguas residuales conocida como "Fovissste V Etapa" esta consiste de

2 zonas, pretratamiento, y tratamiento secundario (figura 1.1) (CONAGUA, 2012). El pretratamiento consiste, en un sistema de cribado para la separación de materia sólida y cuenta con un tanque de almacenamiento con capacidad de 15500 L y una bomba de agua; el tratamiento secundario está compuesto de un sistema de lodos activados por tres sistemas; el tanque de lodos activados de mezcla completa con un volumen de 166.8 m³, el cual, opera con unos sopladores de 1hp conectado a un difusor de tubo con orificios; cuenta igual de un sedimentador secundario y con un lecho de secado solar para tratar los lodos desechados del sistema de lodos activados. La planta también cuenta una zona de desinfección, la cual, está conformada con un tanque de desinfección con cloro, el agua tratada es depositada en un filtro de grava la cual deposita el agua tratada al manto freático.

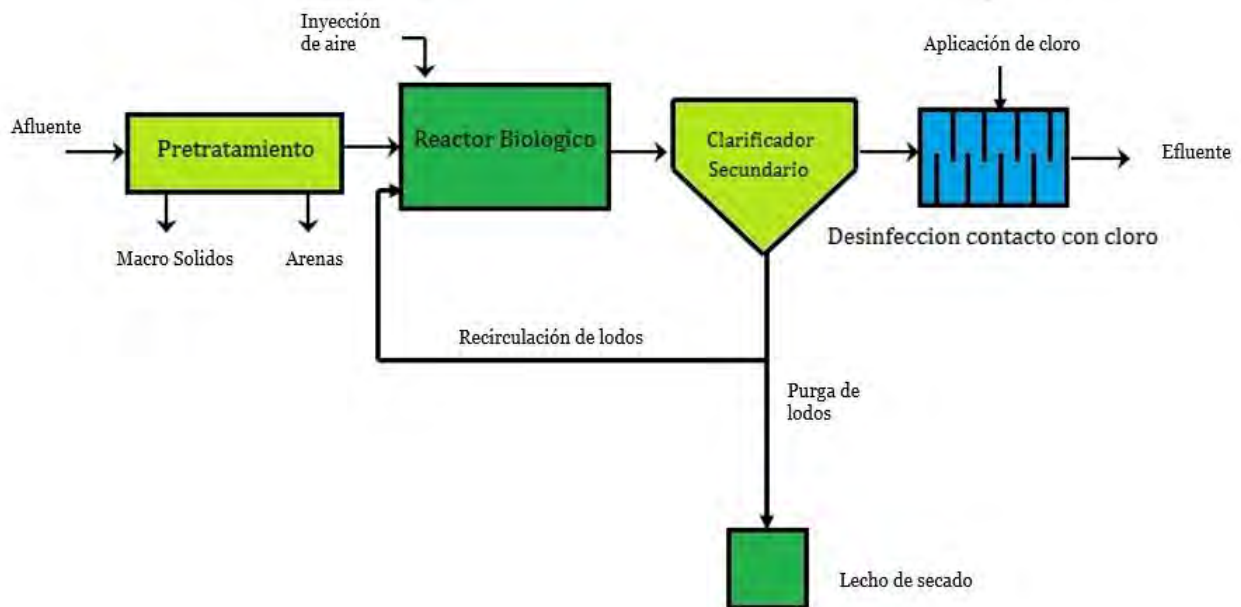


Figura 1.1. Esquema de la planta "Fovissste V Etapa".

Esta planta de aguas residuales presenta problemas de operación diversos como presencia de bacterias filamentosas así como la falta de equipo adecuado de

control del proceso de aquí surgió el interés de realizar pruebas en el reactor de lodos activados, para la optimización del proceso de la planta.

El tratamiento biológico de las aguas residuales se basa en la capacidad que tienen los microorganismos para metabolizar y convertir la materia orgánica en suspensión ya disuelta, en tejido celular nuevo y diferentes gases. El tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados (tratamiento aerobio) se desarrolló por primera vez en Inglaterra en el año 1914 y actualmente es el método estándar de tratamiento de aguas residuales en los países desarrollados, tiene como objetivo la remoción de materia orgánica en términos de la demanda química de oxígeno (DQO) de las aguas residuales, las condiciones aerobias en el reactor permiten el crecimiento de microorganismos heterótrofos y autótrofos aerobios (Quiroga & López, 2008).

La caracterización del reactor se puede realizar a través de la estimación de parámetros cinéticos característicos del proceso biológico. Los parámetros cinéticos manifiestan el comportamiento de los organismos en el biorreactor y la estimación correcta de estos parámetros en el proceso permite el diseño, control y optimización del sistema de lodos activados (Gorocica, 2011). En efecto con ayuda de estos parámetros se puede calcular la carga de oxígeno (kg/d), que los lodos requieren para oxidar la materia orgánica presente; los kilogramos de lodos producidos por la oxidación de la materia orgánica contaminante; las velocidades de remoción de los contaminantes; igualmente, a partir de estos parámetros, podemos conocer otros datos importantes con relación a la ingeniería básica del sistema de tratamiento, como son: los tiempos de residencia de los organismos en el biorreactor; el volumen del biorreactor; la capacidad de recirculación de lodos al biorreactor; la carga de lodos que es preciso desechar y la potencia necesaria para airear el reactor de lodos activados (Bornhardt, 2004).

Una de las técnicas más eficientes para la estimación de parámetros cinéticos es el método respirométrico extant. Este método consiste en la medición de la

velocidad de respiración de los microorganismos, la cual refleja dos procesos importantes que ocurren en las plantas de tratamiento; el crecimiento de la biomasa y el consumo de sustrato.

La estimación de estos parámetros en el proceso de lodos activados se realiza mediante la toma de una porción del lodo del reactor biológico. La ventaja principal del método respirométrico extant es la rapidez con que se estiman los parámetros cinéticos y estequiométricos, no solo del proceso de remoción de materia orgánica sino también del proceso de nitrificación del reactor de lodos activados (Gorocica, 2011). Adicionalmente la estimación de estos parámetros permite la modelación y optimización del proceso de lodos activados en programas diseñados para ello.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 OBJETIVO GENERAL.

- Optimizar el proceso de tratamiento de la planta “Fovissste V Etapa”.

1.1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.

- Realizar un estudio preliminar del funcionamiento de la planta.
- Caracterizar el reactor de lodos activados mediante respirometría.
- Optimizar el proceso de tratamiento de la planta “Fovissste V Etapa”.

CAPITULO 2.

2. MATERIALES Y METODOS.

2.1 ARREGLO EXPERIMENTAL

Para los parámetros cinéticos se utilizó un Respirómetro Corning con volumen total de 12 litros equipado con un motor de agitación variable Arrow Engineering. El Oxígeno Disuelto (OD) en el Respirómetro se midió con un electrodo de OD HANNA H24000. Las lecturas de OD se almacenaron en una computadora cada 10 segundos. Para la oxigenación del Respirómetro se alimentó aire con una bomba de aire Elite 182 conectada a un difusor poroso de cerámica.

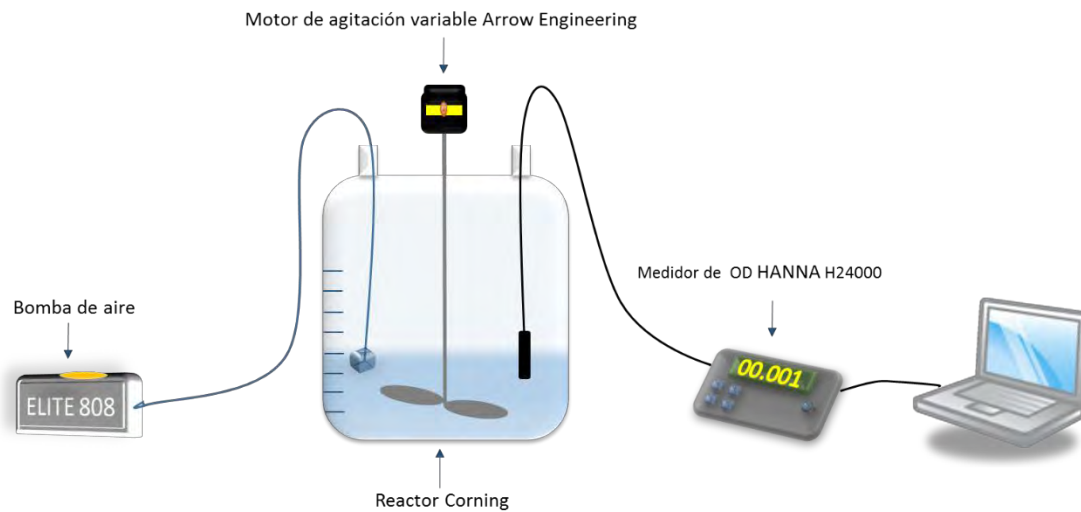


Figura 2.1. Esquema del arreglo experimental respirométrico extant.

2.2 DETERMINACIONES ANALÍTICAS

La demanda química de oxígeno (DQO) se midió de acuerdo con el método colorimétrico de flujo cerrado descrito en métodos normalizados (APHA, 1989).

Para la estimación de nitrógeno total se utilizó el método Kjeldahl Nessler descrito en métodos normalizados (APHA, 1989).

La prueba de sólidos suspendidos totales (SST) fue calculada de acuerdo al método descrito en métodos normalizados (APHA, 1989).

Los parámetros cinéticos del proceso de lodos activados se midieron con el método respirométrico extant (APHA, 1989).

2.3 ESTIMACIÓN DE PARÁMETROS CINÉTICOS.

Para la estimación de parámetros cinéticos se utilizó el método Extant (De Bel, 1987), el cual, consiste en el siguiente procedimiento:

1. Tomar una muestra de 5 litros de licor mezclado del reactor aerobio de lodos activados de la planta de aguas residuales "Fovissste V Etapa".
2. La muestra es colocada en un reactor Corning de cristal.
3. Se coloca un motor de agitación variable Arrow Engineering y se enciende con una agitación lenta.
4. Inyectar OD por medio de una bomba de aire conectada a un difusor de cerámica para mejor aireación.
5. Esperar que las concentraciones de OD se estabilicen a su concentración más alta.
6. Una vez estabilizada la lectura se procedió a realizar un pulso de sustrato determinado por la curva de calibración (La curva de calibración se obtuvo con la medición de DQO del sustrato).
7. Se retiró la inyección de aire al lodo, con el fin de que los organismos empiecen a degradar materia orgánica y a consumir el OD en el reactor.
8. Enseguida se procedió a tomar lecturas en el HANNA H24000 cada 10 segundos, hasta esperar que la concentración de OD se estabilice a su mínima concentración.

9. Los datos se fueron almacenando en una computadora para su análisis.

Las estimaciones analíticas de los parámetros cinéticos se realizaron con las siguientes ecuaciones:

$$\frac{dS}{dt} = - \frac{\mu_{max}}{f_s} \frac{S}{K_s+S} X \quad \text{Ecuación (2.1)}$$

$$\frac{dx}{dt} = \mu_{max} \frac{S}{K_s+S} X \quad \text{Ecuación (2.2)}$$

$$\frac{dOU}{dt} = \frac{\mu_{max}}{f_s} (1 - f_s) \frac{S}{K_s+S} X \quad \text{Ecuación (2.3)}$$

Dónde:

S = Sustrato (mg DQO L⁻¹).

μ_{max} = tasa máxima de crecimiento microbiano (d⁻¹).

K_s = Constante de saturación (mg L⁻¹).

X = Biomasa (mg SST L⁻¹, mg DQO L⁻¹).

f_s = Coeficiente de rendimiento celular.

OU = Oxígeno consumido (mg O₂ L⁻¹).

OU se obtiene de la siguiente manera:

$$OU = OD_0 - OD(t) \quad \text{Ecuación (2.4)}$$

Dónde:

OU = Oxígeno consumido (mg O₂ L⁻¹).

OD_0 = Oxígeno disuelto inicial (mg O₂ L⁻¹).

$OD(t)$ = Oxígeno disuelto a un tiempo determinado (mg O₂ L⁻¹).

f_s se calcula de la siguiente manera:

$$f_s = \frac{S_o - OU_f}{S_o} \quad \text{Ecuación (2.5)}$$

Dónde:

OU_f = Oxígeno consumido final ($\text{mg O}_2 \text{ L}^{-1}$).

S_o = Sustrato inicial (mg DQO L^{-1}).

f_s = Coeficiente de rendimiento celular.

Los parámetros cinéticos μ_{max} y K_s fueron estimados minimizando la suma de los errores residuales al cuadrado (SERC) de los datos de oxígeno consumido con las predicciones del modelo teórico:

$$SERC = \sum_{i=1}^n [(OU_{obs})_i - (OU_{teo})_i]^2 \quad \text{Ecuación (2.6)}$$

Dónde:

OU_{obs} = Oxígeno consumido observado.

OU_{teo} = Oxígeno consumido teórico de un total de n observaciones.

Las ecuaciones diferenciales 2.1, 2.2 y 2.3 fueron integradas numéricamente mediante el método de Runge-Kutta y la estimación de los parámetros cinéticos se realizó con el método Marquardt con la ayuda del programa ModelMaker® (Cherwell Scientific, USA).

2.4 CALCULO DE LA PRODUCCIÓN DE LODOS

Para el cálculo de la producción de lodos del reactor biológico de la Planta “Fovissste V etapa”, se utilizó el siguiente procedimiento (Metcalf & Eddy, 2003):

$$P_X = \frac{Q_o \cdot f_s (S_o - S) (1 \text{Kg} / 10^3 \text{g})}{1 + (Kd) \theta_c} \quad \text{Ecuación (2.7)}$$

Dónde:

P_X = Producción de lodos (Kg SST d⁻¹).

Q_o = Caudal de alimentación (m³d⁻¹).

S = Concentración de sustrato en la salida del reactor (mg DQO L⁻¹).

S_o = Concentración de sustrato en la entrada del reactor (mg DQO L⁻¹).

f_s = coeficiente de rendimiento celular.

Kd = Coeficiente de decaimiento (d⁻¹).

θ_c = Coeficiente de retención de solidos (d).

2.5 CALCULO DE REQUERIMIENTO DE OXIGENO

El requerimiento de oxígeno para el reactor, se calculó mediante (Metcalf & Eddy, 2003):

$$R_o = Q_o (S_o - S) - 1.42 P_X \quad \text{Ecuación (2.8)}$$

Dónde:

R_o = Requerimiento de oxígeno (Kg O₂ h⁻¹).

P_X = Producción de lodos (Kg SST d⁻¹).

Q_o = Caudal de entrada (m³d⁻¹).

S = Concentración de sustrato en la salida del reactor (mg DQO L⁻¹).

S_o = Concentración de sustrato en la entrada del reactor (mg DQO L⁻¹).

2.6 DETERMINACIÓN DEL INDICE VOLUMETRICO DE LODOS

En el reactor, el Índice Volumétrico de Lodos, se calculó de acuerdo con la metodología descrita en *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* del APHA y con la siguiente ecuación (Tchobanoglous & Crites, 2010).

$$IVL = \frac{(VSL)(1000)}{SST} \quad \text{Ecuación (2.96)}$$

Dónde:

IVL = Índice volumétrico de lodos (ml g⁻¹)

VSL = Volumen sedimentado de lodos (ml)

SST = Sólidos suspendidos totales (g)

2.7 MODELO DEL REACTOR DE LODOS ACTIVADOS

El modelo del reactor biológico de la planta “Fovissste V Etapa”, consta de un sistema en estado transitorio, el cual, se ejemplificó mediante el modelo ASM-1 (Activated Sludge Model No. 1) (Mogens, Gujer, Mino, & Loosdrecht, 1991) y el sedimentador secundario fue modelado mediante un balance de materia considerando todo el sistema de lodos activados (Figura 2.2).

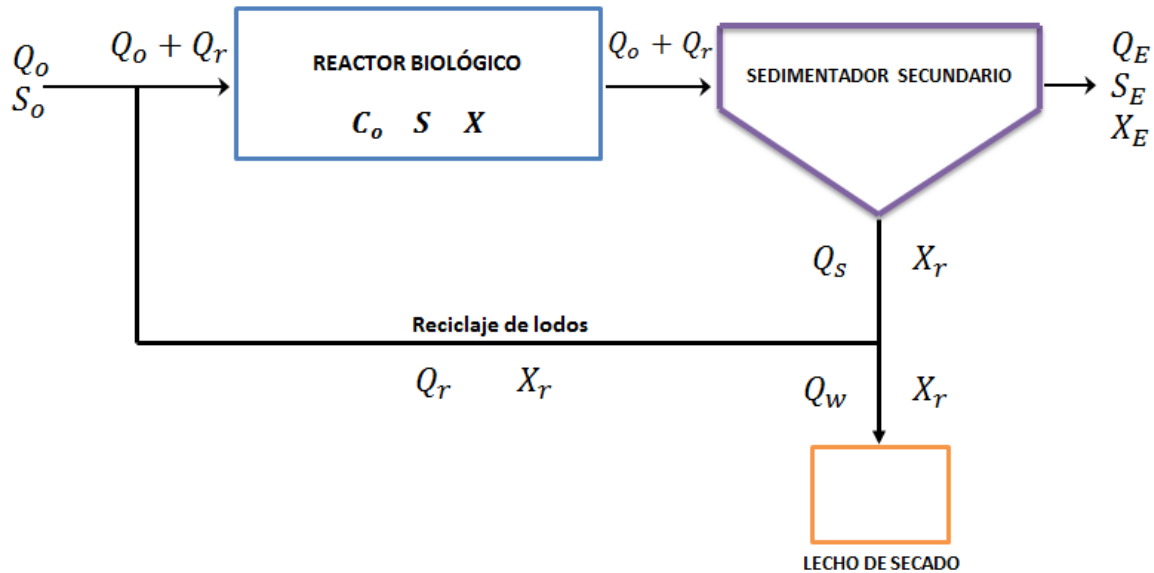


Figura 2.2. Esquema del balance de materia del sistema de lodos activados de la planta "Fovissste V Etapa".

En el modelo ASM-1 se describen las ecuaciones de sustrato, crecimiento de biomasa y consumo de oxígeno del reactor biológico, la cuales se describen de la siguiente manera:

Sustrato:

$$Q_o \cdot S_o + Q_r \cdot S_o = (Q_o + Q_r)S + \frac{dS}{dt} V + r_s \cdot V \quad \text{Ecuación (2.107)}$$

Biomasa:

$$Q_o \cdot X_o + Q_r \cdot X_r + r_x \cdot V = (Q_o + Q_r)X + \frac{dX}{dt} V \quad \text{Ecuación (2.118)}$$

Amonio:

$$Q_o \cdot SN_o + Q_r \cdot SN_o = (Q_o + Q_r)SN + \frac{dSN}{dt} V$$

Ecuación

(2.129)

Dónde:

S = Concentración de materia orgánica (mg DQO L⁻¹).

SN = Concentración de ion amonio (mg NH₄⁺ L⁻¹).

X = Concentración de biomasa (mg DQO L⁻¹).

Q_o = Caudal afluyente (L min⁻²).

Q_r = Caudal de recirculación de lodos al reactor (L min⁻²).

V = volumen del reactor (L).

r_o = Velocidad de consumo de oxígeno (mg O₂ L⁻¹ min⁻¹).

r_s = Velocidad de consumo de sustrato (mg O₂ L⁻¹ min⁻¹).

r_x = Velocidad de crecimiento de biomasa (mg O₂ L⁻¹ min⁻¹).

Las variables r_o , r_s y r_x se definen de la siguiente forma:

$$r_o = \frac{\mu_{max}}{f_s} (1 - f_s) \frac{S}{K_s + S} X$$

Ecuación

(2.1310)

$$r_s = \frac{-\mu_{max}}{f_s} \cdot \frac{S}{K_s + S} X$$

Ecuación

(2.1411)

$$r_x = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_s + S} X$$

Ecuación

(2.1512)

Los parámetros cinéticos (μ_{max} , K_s , f_s), se definieron en la sección 2.3.

El balance de materia sobre el sedimentador secundario consiste en lo siguiente:

$$Q_E = Q_o - Q_w$$

(2.1613)

Ecuación

$$Q_w = (1 - R) \cdot Q_s$$

(2.1714)

Ecuación

$$Q_r = R \cdot Q_s$$

(2.1815)

Ecuación

$$Q_s = \frac{Q_o(X - X_E)}{X_E(R-1)(X_r - R \cdot X)}$$

(2.1916)

Ecuación

Dónde:

Q_o = Caudal afluente (L min⁻²).

Q_E = Caudal de efluente (L min⁻²).

Q_w = Caudal de lodos desechados (L min⁻²).

Q_r = Caudal de recirculación de lodos al reactor (L min⁻²).

Q_s = Caudal de salida del sedimentador secundario (L min⁻²).

X = Concentración de biomasa (mg DQO L⁻¹).

X_E = Concentración de biomasa en el efluente (mg DQO L⁻¹).

X_r = Concentración de biomasa recirculada (mg DQO L⁻¹).

R = Fracción de lodos recirculada.

2.8 CALCULO DE RETENCIÓN DE SÓLIDOS

El tiempo de retención de sólidos en el reactor, se calculó mediante la siguiente ecuación:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{Q_w \cdot X_r + Q_E \cdot X_E}$$

Ecuación

(2.2017)

Dónde:

θ_c = Retención de sólidos en el reactor (d).

V = Volumen del reactor (m^3)

X = Concentración de biomasa ($Kg\ m^{-3}$).

X_r = Concentración de biomasa recirculada ($Kg\ m^{-3}$).

X_E = Concentración de biomasa en el efluente ($Kg\ m^{-3}$).

Q_E = Caudal de efluente ($m^3\ d^{-1}$).

Q_w = Caudal de lodos desechados ($m^3\ d^{-1}$).

2.9 CALCULO DE LA VELOCIDAD DE CARGA DE SÓLIDOS.

La velocidad de carga de sólidos al sedimentador secundario, se calculó mediante la siguiente ecuación:

$$SLR = \frac{(Q_o + Q_r)X}{A}$$

Ecuación

(2.2118)

Dónde:

SLR = Velocidad de carga de sólidos ($Kg\ d^{-1}\ m^{-2}$).

Q_o = Caudal afluente ($m^3\ d^{-1}$).

Q_r = Caudal de recirculación de lodos al reactor ($m^3\ d^{-1}$).

X = Concentración de biomasa ($Kg\ m^{-3}$).

A = Área del sedimentador secundario (m^2).

2.10 CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA VOLUMÉTRICO (k_{la})

Para el cálculo de k_{la} , se utilizó el método dinámico (Wise, 1980). Para este método fue necesario suspender la aireación en el reactor de lodos activados de la planta "Fovissste V Etapa", esto origino una caída en la concentración de oxígeno disuelto, después se volvió activar la aireación, para que la concentración de oxígeno disuelto aumente hasta regresar a su valor de C_{ob} (concentración de oxígeno disuelto estable).

La primera fase del experimento se describió con la siguiente ecuación:

$$\frac{dC_o}{dt} = -R_o \quad \text{Ecuación}$$

(2.2219)

Al integrarse la ecuación se obtuvo:

$$C_o = -R_o t + C \quad \text{Ecuación}$$

(2.2320)

Dónde:

C = Concentración de oxígeno disuelto en $t = 0$ ($M L^{-3}$).

C_o = Concentración de oxígeno disuelto ($M L^{-3}$).

$Q_{O_2}X$ = Velocidad de consumo de oxígeno endógena ($M L^{-3} T^{-1}$)

En esta fase del experimento se obtuvo una caída lineal, estos datos se ajustaron a la ecuación (2.26) para así obtener el valor de $Q_{O_2}X$.

En la segunda parte del experimento (aireación reiniciada) se calculó con la siguiente expresión matemática:

$$\frac{dC_o}{dt} = k_{la}(C_{ob} - C_o) - R_o$$

(2.2421)

Ecuación

Dónde:

C_{ob} = Concentración de oxígeno disuelto de línea base ($M L^{-3}$).

k_{la} = Coeficiente de transferencia de masa volumétrico (T^{-1}).

Con la ecuación (2.27) se realizó un ajuste de los datos de oxígeno disuelto de la segunda fase del experimento.

2.11 ESTIMACIÓN DE LOS CAUDALES DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES “FOVISSSTE V ETAPA”.

Debido a la falta de medidores de caudales en la Planta de tratamiento, el caudal afluente, el caudal de agua alimentado al sistema de lodos activados y el caudal efluente se estimaron con los métodos descritos a continuación:

- a) El caudal de agua residual afluente es recibido en un canal doble con rejillas para retener los sólidos gruesos (ver Figura 2-3), el caudal afluente se estimó como el producto de la velocidad (V) del agua residual por el área (A) de esta, la velocidad se estimó colocando un pedazo de hoja seca de árbol sobre el agua residual en un canal y midiendo el tiempo recorrido (t) en una distancia de un metro y el área como el producto del ancho (a) del canal por la altura (h) del agua residual (ver Figura 2-4) :

$$Q_o = V \times A$$

(2.2722)

Ecuación

Dónde:

Q_0 = Caudal ($\text{m}^3 \text{s}^{-2}$).

V = Velocidad del agua residual (m s^{-2}).

A = Área (m^2).



Figura 2.3. Canales de entrada agua residual al tanque de almacenamiento.

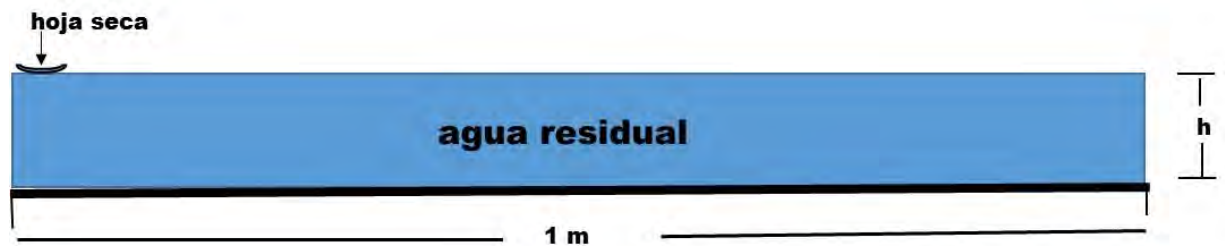


Figura 2.4. Esquema de la sección del canal de agua residual utilizada para la estimación del caudal.

- b) El caudal alimentado al sistema de lodos activados y el caudal efluente se estimaron utilizando una cubeta de 20 L, midiendo el volumen depositado en la cubeta al tiempo t .



Figura 2.5. Bombeo de agua residual al reactor biológico.

CAPITULO 3.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 ANÁLISIS DEL FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES “FOVISSSTE V ETAPA”

Como primera etapa de este trabajo, se analizó la zona de tratamiento preliminar de la Planta. Las concentraciones de materia orgánica soluble (MOS) en el agua residual afluyente de la Planta fueron medidas como DQO. La Figura 3.1 presenta las mediciones realizadas los días 28 de febrero y 7 de marzo en intervalos de 30 minutos, el número 1 corresponde a las mediciones realizadas a las 6:30 a.m. de los días mencionados, como puede observarse en la Figura las variaciones en las concentraciones de MOS con excepción de algunos puntos, presentan un comportamiento similar en los dos muestreos realizados. Los principales factores responsables de las variaciones de la concentración del agua residual que llega a la planta son las costumbres de los residentes de la población las cuales producen variaciones a corto plazo, las condiciones relacionadas con las estaciones que producen variaciones a corto y largo plazo y las descargas diferentes al tipo municipal, esto considerando que en la cercanía de la Planta se encuentra el aeropuerto y empresas de gobierno. Las mediciones están dentro del intervalo reportado de concentraciones típicas de MOS en aguas residuales de tipo municipal (200-1000 mg DQO L⁻¹, Tchobanoglous y Crites, 2010), con excepción de las muestras 17 y 18 del muestreo del 28 de febrero que sobrepasan un poco las concentraciones típicas. La concentración promedio de MOS en el agua

residual afluyente fue de 648.9 mg DQO L⁻¹ para el muestreo del 28 de febrero, mientras que para el muestreo del 7 de marzo la concentración promedio fue de 653.9 mg DQO L⁻¹.

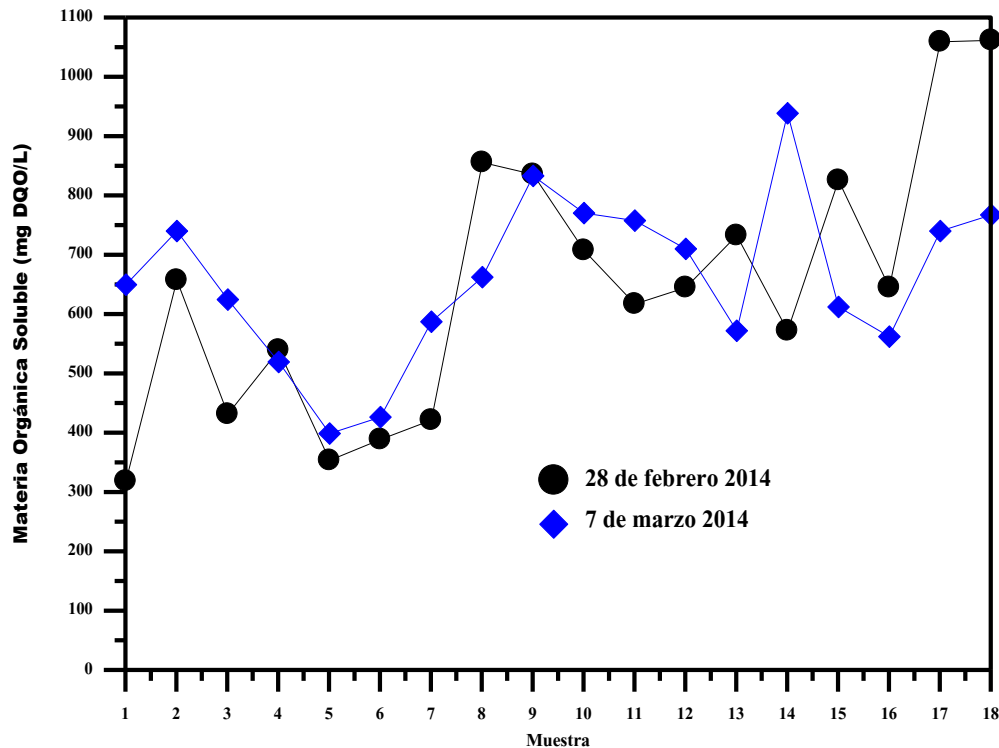


Figura 3.1. Variaciones en las concentraciones de materia orgánica soluble en el agua residual afluyente de la Planta Fovissste.

El primer problema detectado relacionado con las variaciones de la MOS fue el hecho de que en la Planta no se realizan mediciones de la concentración de MOS que llega en el afluyente de agua residual. Esto aunado a la falta de un medidor de caudal para medir el caudal afluyente de agua residual que llega a la Planta, imposibilita a los operarios de la Planta el conocimiento de la carga orgánica a tratar en la Planta. Debido a la falta del medidor de caudal, en éste trabajo de tesis el caudal afluyente de agua residual se estimó tal como se describió en la sección de materiales y métodos. Esta agua residual que llega a la Planta es colectada en

dos canales y almacenada en un tanque de almacenamiento de agua residual con una capacidad de 15500 litros. El caudal pico de agua residual afluente estimado fue de 3.6 L min^{-1} y caudales menores no pudieron ser estimados ya que la hoja seca se atoraba en la base del canal. Este hecho origina que la planta no pueda funcionar en modo continuo (alimentación de agua residual constante) ya que la bomba de aguas residuales alimenta al sistema de lodos activados con un caudal constante de 4.3 L min^{-1} (ver Figura 3.2), donde el caudal alimentado al sistema es mayor que el caudal afluente, no es posible mantener operando el sistema de manera continua.

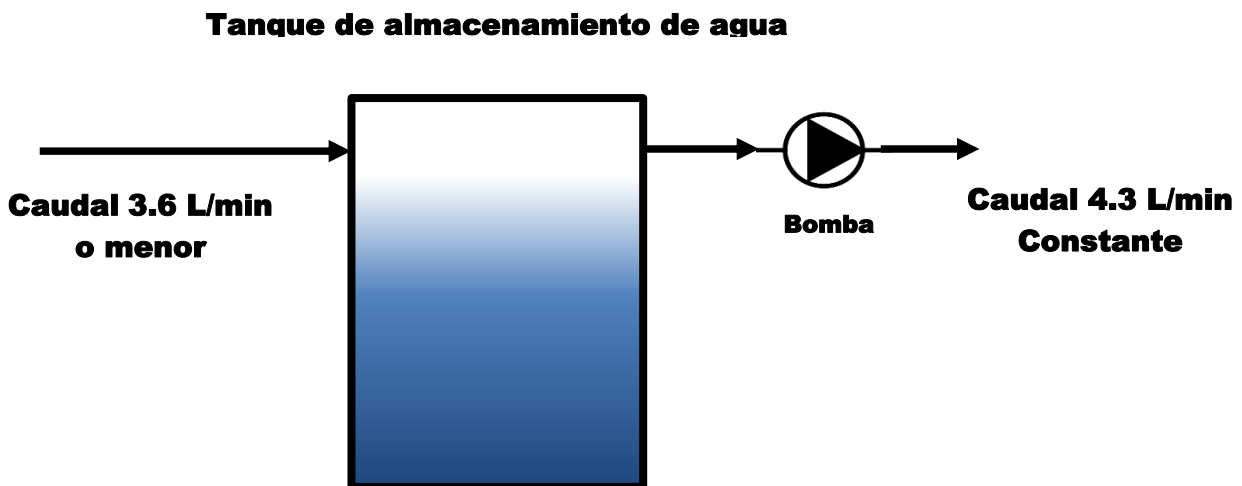
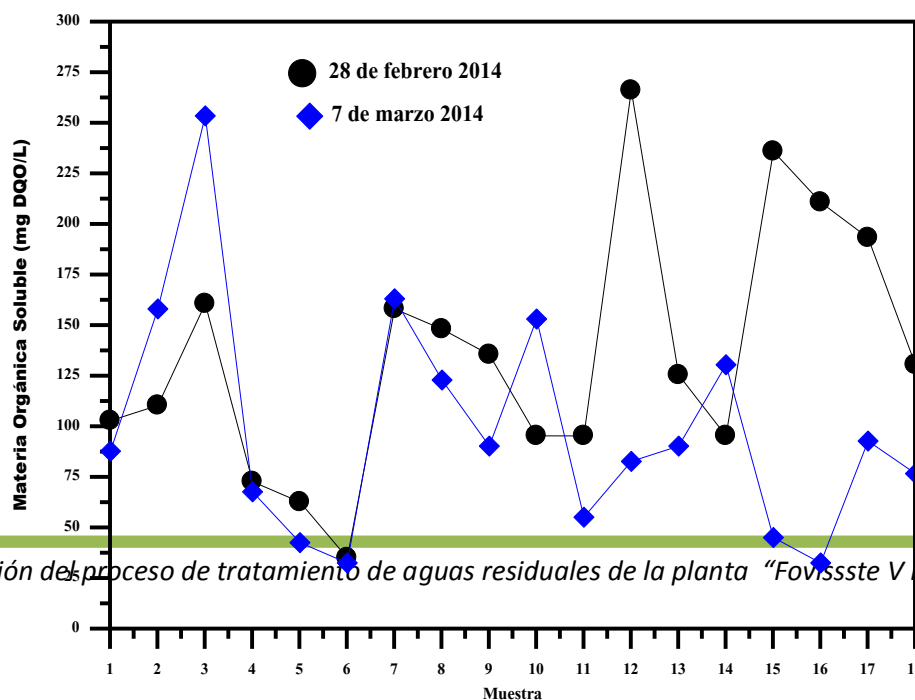


Figura 3.2. Diagrama de los caudales medidos en la Planta de tratamiento.

Con el fin de evitar que el tanque de almacenamiento se quede vacío y por lo consiguiente la línea de tubería y la bomba, el funcionamiento de la Planta se ve restringido por los operarios a las siguientes condiciones de tratamiento en un mismo día (información proporcionada por operario de CAPA):

- 1) Alimentación de agua residual al sistema durante 3 min sin recirculación de lodos.
- 2) Interrupción de alimentación de agua residual sin recirculación de lodos (estado en lote).
- 3) Interrupción de la alimentación del agua residual con recirculación de lodos.

Estas condiciones de operación originan variaciones en las concentraciones de materia orgánica soluble, biomasa y oxígeno disuelto en el reactor de lodos activados. Estas variaciones se han observado que afectan la eficiencia de remoción de MOS y amonio en reactores de lodos activados de mezcla completa continuos (Metcalf y Eddy, 2010). En efecto la mayoría de tipos de reactores de lodos activados son operados en modo continuo, sin embargo existe una variante del proceso convencional de lodos activados conocido como reactor de lodos activados de lote secuenciado (Grady et al, 1999). En esta variante el agua residual es alimentada en una cantidad determinada y la alimentación es interrumpida, en seguida se suministra aire al proceso y se mezcla el agua residual con los lodos activados presentes en el reactor, después de un tiempo de aireación se interrumpe el aire y se permite que sedimenten los lodos en el reactor, después se retira el agua clarificada y se repite el proceso introduciendo un nuevo lote de agua residual. Sin embargo de acuerdo a las condiciones descritas, el funcionamiento del sistema de lodos activados de la Planta Fovissste no se apega a las de modo continuo ni de lote secuenciado. Estas variaciones en el proceso de tratamiento en el reactor de lodos activados quedan evidenciadas en la Figura 3.3. En esta Figura se presentan las concentraciones de MOS medidas en dos días de muestreo en el reactor de lodos activados de la Planta, se puede observar que se presentan incrementos en la concentración de MOS debido a la alimentación intermitente de agua residual.



Optimización del proceso de tratamiento de aguas residuales de la planta "Fovissste V Etapa"

Figura 3.3. Variaciones en la concentración de materia orgánica soluble en el reactor de lodos activados.

De acuerdo con los datos presentados en la Figura 3.3 se hace evidente que la alimentación de agua residual al sistema de lodos activados se realiza de una forma irregular durante el transcurso del día, además se observa que el bombeo de agua residual no es por tres minutos como lo manifestó el operario de la Planta; en efecto como se observa en el muestreo del 7 de marzo la concentración 1 (88 mg DQO L⁻¹) se incrementa hasta una concentración de 266 mg DQO L⁻¹ como resultado del bombeo de agua residual durante una hora, después de que se interrumpe el bombeo de agua residual el reactor opera en lote y la concentración de materia orgánica es consumida hasta llegar a una concentración de 33 mg DQO L⁻¹ en un periodo de hora y media y como resultado de bombear nuevamente agua residual durante media hora la concentración de materia orgánica se incrementa. Estos resultados evidencian que no hay una periodicidad en el bombeo e interrupción de agua residual alimentada al reactor.

3.2 ANÁLISIS DEL SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS DE LA PLANTA FOVISSTE

En la segunda etapa del trabajo se realizó una serie de análisis para evaluar el funcionamiento del sistema de lodos activados de la Planta. El primer análisis realizado fue el concerniente con las características de sedimentación de los lodos activados, para esto se realizó una inspección visual de la superficie del reactor y se detectó la presencia de espuma en su superficie, tal como puede observarse en la Figura 3.4. Esta espuma indica la presencia de bacterias de tipo filamentoso del genero *Nocardia* (Tchobanoglous y Crites, 2010). Los resultados de la medición del IVL realizadas en dos muestreos realizados con muestras de lodos activados

provenientes del reactor son mostrados en las Tablas 3.1 y 3.2, valores del IVL superiores a 150 se asocian con el crecimiento de bacterias filamentosas del genero *Sphaerotilus* (Tchobanoglous y Crites, 2010), los IVL obtenidos en este estudio (207 y 178) confirman la presencia de bacterias filamentosas en el reactor. La presencia de bacterias filamentosas es el problema operacional más grave que se presenta en los sistemas de lodos activados (Tchobanoglous y Crites, 2010). Estas bacterias producen un fenómeno conocido como hinchamiento en el cual el lodo activado no sedimenta en el sedimentador secundario, donde estas bacterias filamentosas incorporan grandes volúmenes de agua en su estructura celular haciendo de esta manera que su densidad se aproxime a la del agua, evitando así que sedimenten. Esto genera una descarga de agua con una alta concentración de sólidos biológicos y un gran volumen de lodos que debe ser manejado. Entre las medidas que pueden utilizarse para el control de *Nocardia* en la Planta Fovissste están las siguientes (Tchobanoglous y Crites, 2010):

- 1) Usar en la superficie un aerosol con cloro diluido
- 2) Usar una cantidad pequeña de polímero para flocular el microorganismo

Entre las medidas para controlar el crecimiento de *sphaerotilus* son recomendables las siguientes para el sistema de la Planta (Tchobanoglous y Crites, 2010):

- 1) Adición de cloro o peróxido de hidrógeno al lodo activado de retorno
- 2) Adición de talco inorgánico
- 3) Alterar la concentración de oxígeno disuelto en el reactor



Figura 3.4. Formación de espuma en el reactor de lodos activados debido al crecimiento de *Nocardia* en el reactor.

Prueba: IVL
Lugar: Fovissste 5a Etapa
Fecha de Muestreo: 28-feb
Día de Muestreo: Viernes
Fecha de Prueba: 28-feb
Día de Prueba: Viernes

Medición de SST	
Descripción	Peso en g
Filtro	0.213
Filtro + Lodo	0.241
Lodo	0.028

Peso de lodo en mg	28
Vol. de muestra en ml	10
SST en mg/L	2800
Vol. sedimentado en ml	580
IVL en ml/g	207

Valores < 100 son deseados
 Valores > 150 se asocian con crecimiento bacteriano

Tabla 3.1. Resultados de la prueba del índice volumétrico de lodos del día 28 de febrero de 2014

Prueba: IVL	
Lugar: Fovissste 5a Etapa	
Fecha de Muestreo: 07-mar	
Día de Muestreo: Viernes	
Fecha de Prueba: 07-mar	
Día de Prueba: Viernes	
Medición de SST	
Descripción	Peso en g
Filtro	0.224
Filtro + Lodo	0.260
Lodo	0.036
Peso de lodo en mg	36
Vol. de muestra en ml	10
SST en mg/L	3600
Vol. sedimentado en ml	640
IVL en ml/g	178
Valores < 100 son deseados Valores > 150 se asocian con crecimiento bacteriano	

Tabla 3.2. Resultados de la prueba del índice volumétrico de lodos del día 7 de marzo de 2014.

El segundo análisis realizado se midieron las concentraciones de MOS en el reactor de lodos activados, las concentraciones medidas son mostradas en la Figura 3.3, el valor promedio calculado para el muestreo del 28 de febrero fue de $135.4 \pm 61.1 \text{ mg DQO L}^{-1}$, mientras que el valor promedio para el muestreo realizado el 7 de marzo fue de $98.9 \pm 56.8 \text{ mg DQO L}^{-1}$. Considerando las condiciones intermitentes de operación del sistema de lodos activados, durante la condición de tratamiento 1 descrita anteriormente (alimentación de agua residual al sistema) la concentración de MOS en el efluente (caudal efluente igual a 1.3 L seg^{-1}) se encuentra dentro de los intervalos calculados. De acuerdo con la Ley Federal de Derechos en Materia de Agua (publicada el 24 de diciembre del 2007 en el Diario Oficial de la Federación), en donde se establece una concentración de la DQO (Tipo A) límite máximo permisible en la descarga de aguas residuales en ríos, aguas costeras y suelos es de $320 \text{ mg DQO L}^{-1}$ (ver Tabla 3.3) (Diario Oficial Federal, 2007), las descargas promedio de DQO de la planta “Fovissste V Etapa”, se encuentran por debajo del valor permitido. Sin embargo con el fin de realizar un

análisis más detallado del proceso se estimaron los parámetros cinéticos del reactor de lodos activados lo cual es descrito en la siguiente sección.

Parámetro	Cuerpo Receptores de las Descargas		
	Tipo A	Tipo B	Tipo C
	Ríos, Aguas Costeras y Suelos	Ríos, Embalses, Aguas Costeras, Estuarios y Humedales Naturales	Ríos y Embalses
SST mg L ⁻¹	150	75	40
DQO mg L ⁻¹	320	200	100

Tabla 3.3. Límites máximos permisibles en las descargas de aguas residuales (Diario Oficial Federal, 2007).

3.3 ANÁLISIS DE PARÁMETROS CINÉTICOS MÉTODO EXTANT

Para realizar una optimización en el proceso, fue necesario realizar la estimación de parámetros cinéticos mediante el método extant. Los experimentos fueron realizados con pulsos de sustrato de 1 y 0.5 mL de solución de acetato de sodio en el respirómetro con 5 L de lodos activados del reactor de la Planta, en donde 1 ml de solución proporcionaba una concentración de 5.4 mg DQO L⁻¹ en el respirómetro. Para la estimación de este parámetro fue necesario airear durante 24 horas, para que las bacterias tengan el tiempo suficiente para consumir el remanente de DQO en los lodos, ya que la muestra obtenida tenía concentraciones altas de DQO como lo demuestran los datos presentados en las Figuras 3.1 y 3.3.

En la Figura 3.5 se presenta un respirograma obtenido de una muestra de lodos del día 8 de marzo, ajustado al modelo teórico mediante el programa ModelMaker®. Los valores promedio obtenidos para los parámetros cinéticos

fueron: μ_{max} de $0.0013 \pm 0.0004 \text{ min}^{-1}$, para K_s fue de $53.17 \pm 12.29 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$ y f_s de 0.57 ± 0.03 .

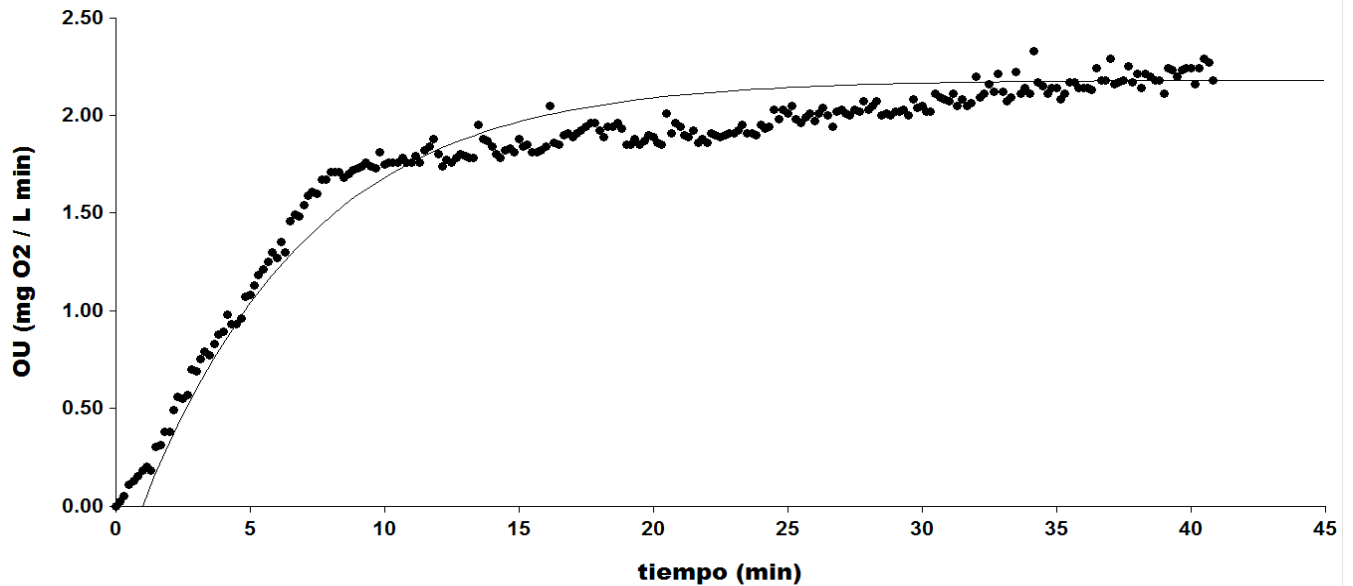


Figura 3.5. Respirograma del día 8 de mayo de 2014 a 1 ml de solución de acetato de sodio.

3.4 ANÁLISIS DE LA DE TRANSFERENCIA DE OXIGENO EN EL REACTOR.

En reactores de lodos activados la eficiencia de la transferencia de oxígeno se puede evaluar estimando el coeficiente de transferencia de oxígeno volumétrico (K_{La}) (Metcalf y Eddy, 1991). Para estimar el valor del K_{La} en el reactor de lodos activados de la Planta Fovissste, se utilizó el método dinámico descrito en la sección de materiales y métodos. La Figura 3.6 presenta el perfil de oxígeno disuelto (O.D.) obtenido durante la primera fase del experimento (interrupción de la aireación), del ajuste de estos datos experimentales y del volumen de reactor se obtuvo un valor de $34 \text{ kg O}_2 \text{ d}^{-1}$ para el consumo de oxígeno por los microorganismos (R_o).

Para realizar este análisis se procedió a modelar 3 métodos el dinámico, ASM-1 y el de Metcalf and Eddy. Fue necesario obtener K_{La} , este parámetro presente

varios picos de energía en el aparato, lo cual, provoco varianzas en los datos al inicio de la prueba, estos valores fueron ajustados al modelo dinámico segunda parte mediante el programa ModelMaker® (ver Figura 3.7), se obtuvo de la tabla D de libro Wastewater Treatment (Sundstrom & Klei, 1979) .

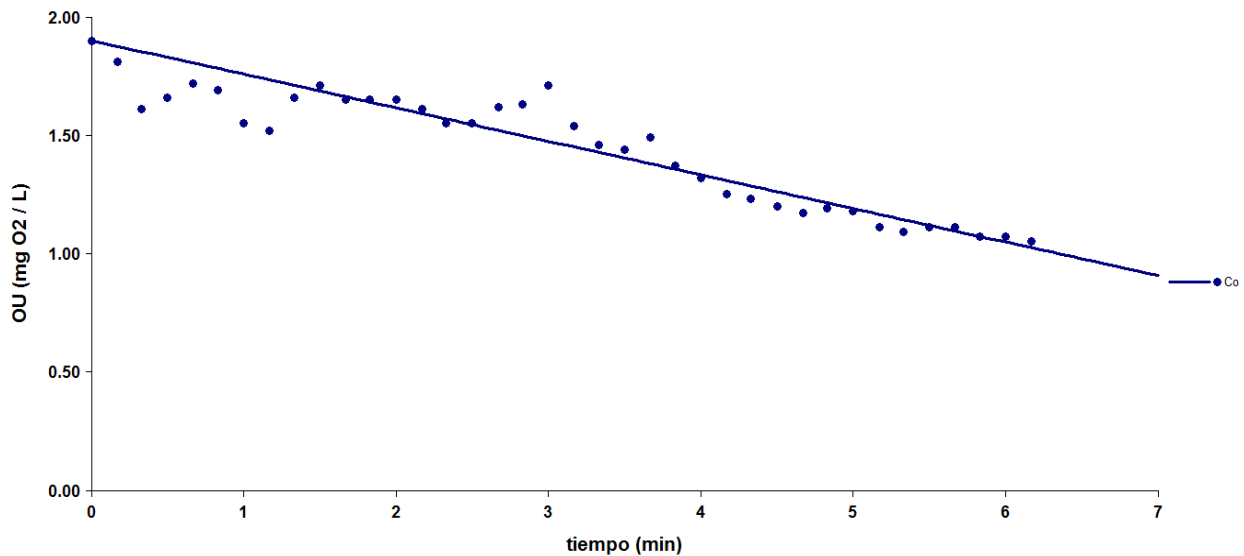


Figura 3.6. Perfil de oxígeno disuelto en el reactor de la Planta Fovissste en la primera etapa del experimento realizado para estimar R_o .

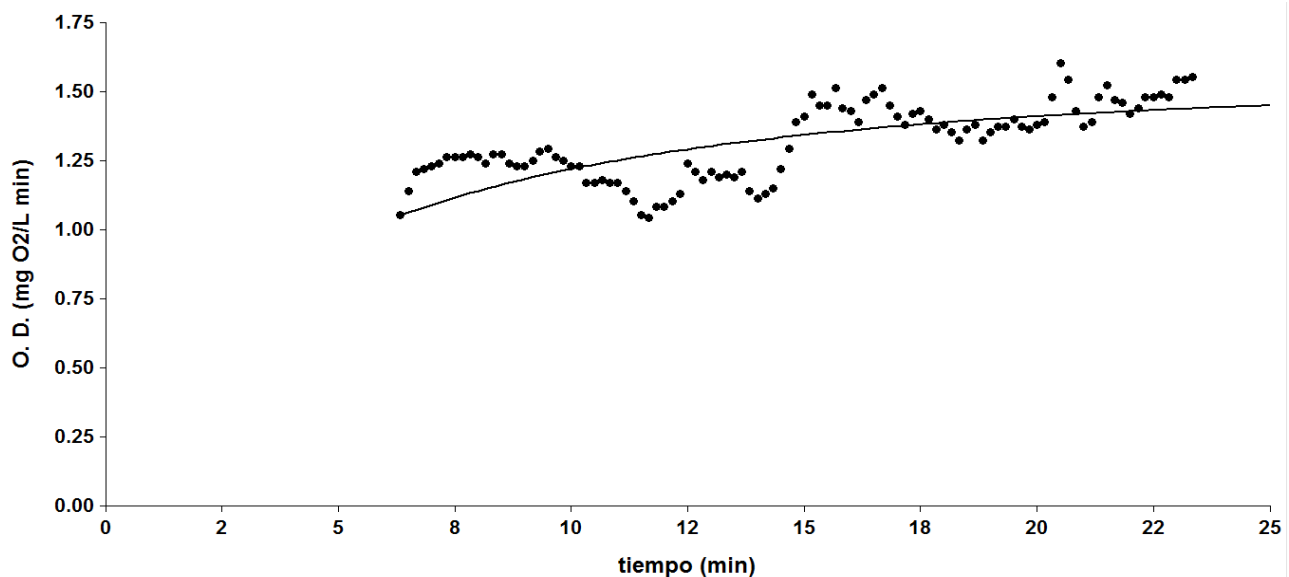


Figura 3.7. Perfil de oxígeno disuelto en el reactor de la Planta Fovissste en la segunda etapa del experimento realizado para estimar K_{La} .

La Figura 3.7 muestra el perfil de O.D. obtenido para la segunda fase del experimento (aireación del reactor); utilizando el valor estimado de R_o en la primera fase, así como un valor para la concentración de saturación de oxígeno (Co^*) de $8.8 \text{ mg } O_2 \text{ L}^{-1}$ a 22°C , y del ajuste a los datos experimentales realizado mediante Model Maker se obtuvo un valor de K_{La} de 0.024 min^{-1} . Es importante recalcar que solo se realizó un experimento, esto debido a que en la segunda fase del experimento se enciende el motor del soplador de 5 hp y este arranque origina un pico alto de consumo de energía. Este pico origino un incremento súbito en las concentraciones medidas de O.D. en el medidor como se puede observar en la Figura 3.7. Esto dificulto la estimación de K_{La} , por lo cual se realizó un análisis de sensibilidad a los datos de O.D. con la ayuda del programa Model Maker con el objetivo de analizar la sensibilidad del perfil de O.D. con la variación de K_{La} . El análisis de sensibilidad se presenta en la Figura 3.8, el análisis se realizó en un intervalo de K_{La} de 0.02 a 0.03 min^{-1} , como se puede observar en esta Figura una estimación de K_{La} de 0.0225 min^{-1} es la que se apega más a los datos experimentales.

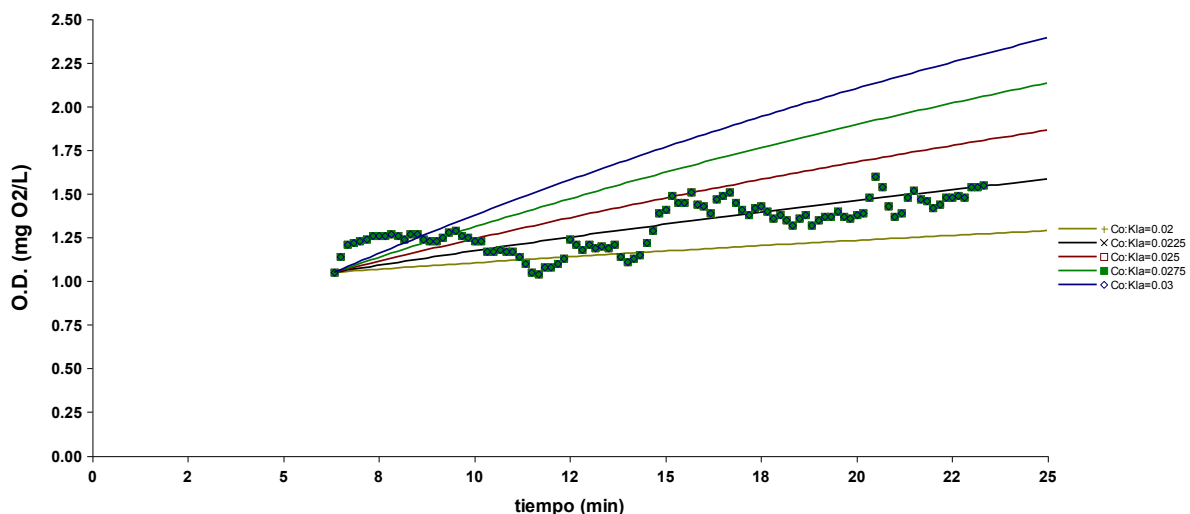


Figura 3.8. Análisis de sensibilidad de K_{La} .

el valor de K_{La} depende de las características del difusor la forma y el tamaño del poro (en el caso de difusores porosos) y del flujo de aire alimentado al reactor (Metcalf y Eddy, 1991). En la Figura 3.9 se presenta un esquema del sistema de aireación utilizado en el reactor de la Planta Fovisste, este sistema consiste de un tubo donde el aire es liberado formando burbujas de un tamaño superior a las que se forman en un difusor poroso. El valor de K_{La} tiene una proporción inversa con el tamaño de burbuja (Metcalf y Eddy, 1991) por lo cual mediante un difusor de poro fino la transferencia de oxígeno al reactor se vería incrementada.

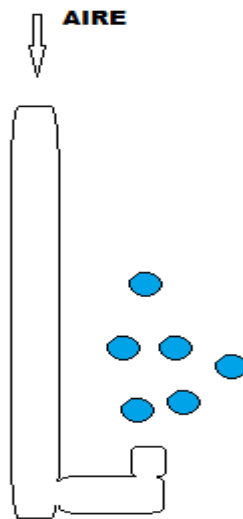


Figura 3.9. Sistema de aireación usado en el reactor de lodos activados de la Planta Fovisste.

Con el valor de K_{La} estimado se calculó el OTR a una concentración de oxígeno disuelto en el reactor de 2 mg L^{-1} y se obtuvo un valor para la OTR de $36.7 \text{ kg O}_2 \text{ d}^{-1}$. La Figura 3.10 presenta las predicciones de concentraciones de materia orgánica en el efluente del reactor de lodos activados obtenidas mediante el ASM-1. El modelo predice una concentración de 5 mg DQO L^{-1} en el estado estacionario con un consumo de oxígeno de $72 \text{ kg O}_2 \text{ d}^{-1}$. La Figura 3.11 presenta los requerimientos de oxígeno calculados en función de la concentración de materia orgánica en el efluente mediante las ecuaciones descritas en Metcalf y

Eddy (1991), mediante estas ecuaciones se estimó un R_o de $82 \text{ kgO}_2 \text{ d}^{-1}$ para una concentración en el efluente de 5 mg DQO L^{-1} .

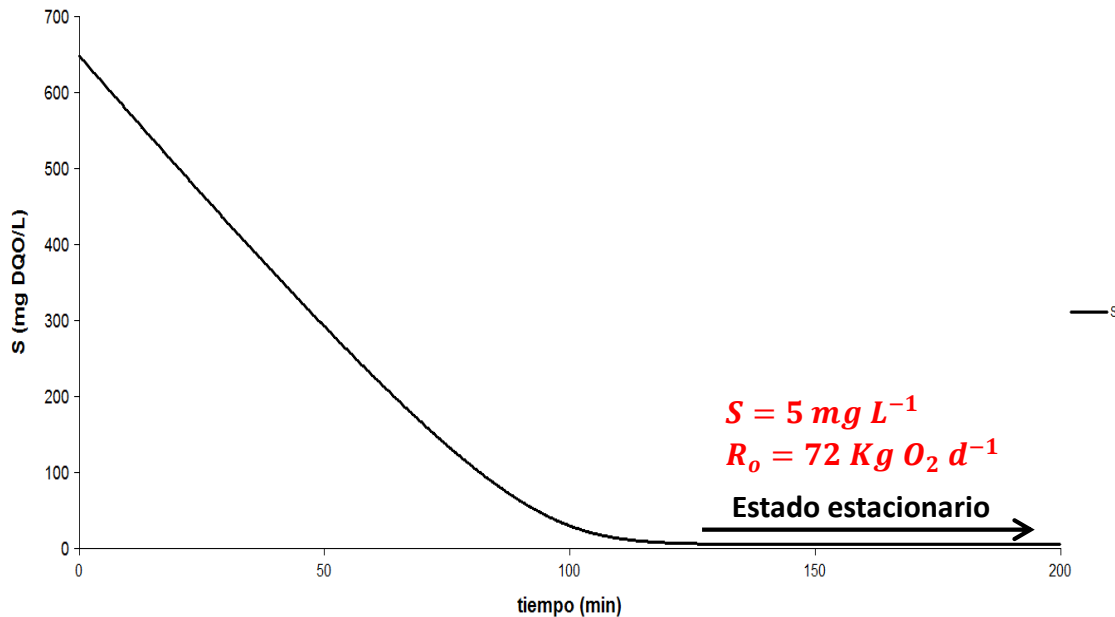


Figura 3.10. Predicción del modelo ASM-1 en estado estacionario.

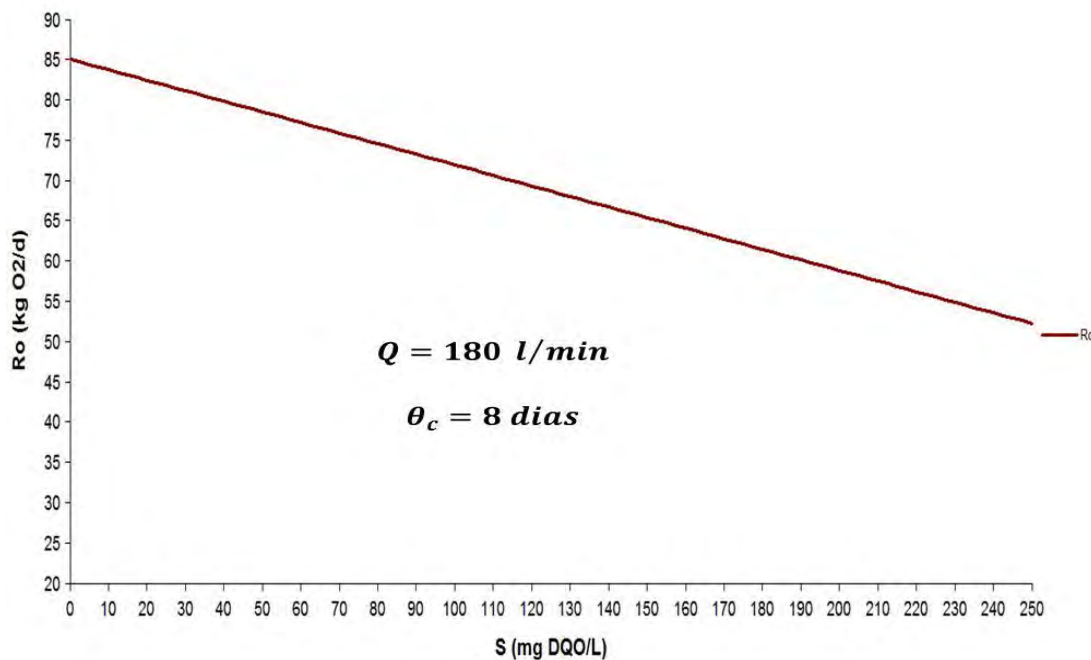


Figura 3.11. Determinación de R_o según el modelo Metcalf y Eddy (1991).

3.4.1 ANÁLISIS COMPARATIVO.

Para tener un mejor análisis de la planta Fovissste, fue necesario comparar los modelos utilizados, con el fin de encontrar la forma de operación, más adecuada, que necesita la Planta. En la Tabla 3.4 podemos observar que los 2 métodos predicen que se necesita un requerimiento de oxígeno mayor a 34 kg O₂ d⁻¹ para un caudal de 180 L min⁻¹ que se calculó en la planta con el modelo dinámico.

Caudal de entrada (L / min)	Ro (Kg O ₂ /d)	
	ASM 1	Metcalf & Eddy
180	72	88
150	60	73.8

Tabla 3.4. Requerimiento de oxígeno que predice el modelo ASM-1 y el método de Metcalf y Eddy (1991), para distintos caudales.

Como se observó en la Tabla 3.4, la planta necesitaría enviar un caudal menor al reactor de lodos activados para disminuir los requerimientos de oxígeno, la Figura 3.12 nos demuestra como bajarían los requerimientos de oxígeno con un caudal menor al que trabaja la planta.

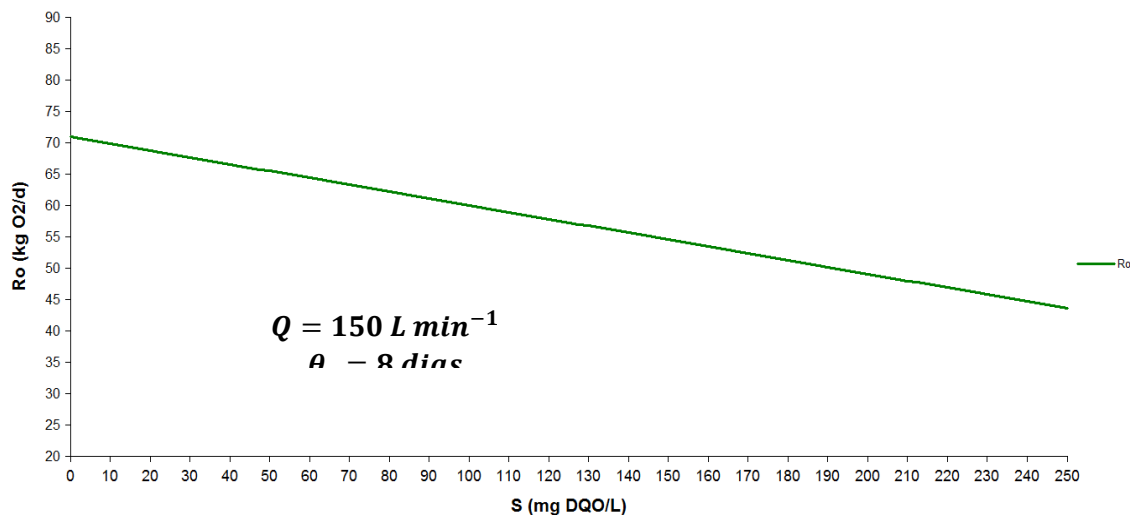


Figura 3.12. Predicción del requerimiento de oxígeno metodología Metcalf y Eddy (1991).

3.5 CONCLUSIONES

Se realizó un análisis detallado en la planta Fovissste V Etapa, en el cual se observó una forma irregular de operar. Se estimaron parámetros cinéticos, requerimiento de oxígeno, el coeficiente volumétrico de masa y se analizaron por medio de las metodologías Metcalf y Eddy (1991), ASM-1 y el modelo dinámico, estos demostraron que a pesar de que las descargas de la planta cumplen con la norma de límites máximos permisibles en las descargas de aguas residuales, el sistema necesita incrementar sus requerimientos de oxígeno en el reactor de lodos activados, para así tener un proceso en estado estacionario.

3.5.1 RECOMENDACIONES.

- Cambiar la bomba de agua a una de menor capacidad.
- Instalar un difusor fino de aire para mejorar la mezcla de oxígeno en el reactor de lodos activados.
- Implementar 5 sopladores de 1hp, 3 para tener un mejor manejo del flujo de aire requerido en el reactor biológico y 2 extras para refacción.

BIBLIOGRAFÍA

- APHA. (1989). *Metodos Normalizados* (17 ed.). (M. A. Franson, Ed., & S. Diorki, Trad.) Madrid, España: Ediciones Diaz de Santos, S.A., 1992.
- Bornhardt, C. (2004). Determinacion de los parametros cineticos durante la nitrificacion mediante ensayos de respirometria y titulacion. Temuco, Chile: Universidad de la Frontera.
- CONAGUA. (2012). *Plantas de Aguas Residuales Othon P. Blanco*. Chetumal.
- Crites, R., & Tchobanoglous, G. (2010). *sistema de manejo de aguas residuales para nucleos pequeños y descentralizados* (Vol. 2). (Miller, Pardo, & Mejia, Trads.) Bogota, Colombia: McGraw-Hill.
- Edwar, R. B., & Hardenberg. (1987). *Ingenieria Sanitaria*. D.F., Mexico: Continental S.A. de C.V.
- Gorocica, D. C. (2011). *Metodos para la estimacion de parametros cineticos en reactores de lodos activados de mezcla completa*. Chetumal: Universidad de Quintana Roo.
- Metcalf, & Eddy. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. New York: McGraw-Hill Education.
- Mogens, H., Gujer, W., Mino, T., & Loosdrecht, M. V. (1991). *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. London: IWA Publishing.
- Quiroga, J. A., & López, F. E. (2008). Tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados a escala laboratorio. *Journal of Technology*, 21-28.
- Sundstrom, D. W., & Klei, H. E. (1979). Wastewater Treatment. En J. M. Chege (Ed.). USA: Prebtice-Hall, Inc.
- Wise. (1980). Desing of biochemical engineering. 17, 1-19. (T. K. Chose, A. Fiecher, N. Blekebrogh, Edits., M. Moo-Young, & H. Blanch, Recopiladores) Berlin.