



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DEL ESTADO DE MÉXICO  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
CENTRO INTERAMERICANO DE RECURSOS DEL



**Concepto del proceso de lodo activado  
de tipo “Canibal®”;**

**Modelación matemática basada en el ASM1**

**T E S I S**

Que para obtener el grado de:

**MAESTRA EN CIENCIAS DEL AGUA**

PRESENTA:

**Ing. Anabel Jiménez Zarate**

DIRECTOR:

**Dr. Cheikh Fall**



***Toluca, Estado de México; Febrero 2012***

## DEDICATORIA

*A mi madre*

† *Ma. De Lourdes Zarate López*

*a quien extraño mucho  
por estar día a día conmigo  
para cumplir todas mis metas  
con su esfuerzo y sacrificio.*

*A mis hermanos*

*Chrystopher y Samantha  
Que a pesar de la distancia  
Siempre están en mi corazón.*

*A mis primos*

*Valeria y Marcos  
Por estar conmigo compartiendo  
Los momentos buenos y malos  
Y por no dejarme vencer.*

# AGRADECIMIENTOS

## ACONACYT:

Por la beca otorgada para dedicarme de tiempo completo a este proyecto. La tesis fue parte del proyecto CONACYT CB-2010-152943

## A mi Director de Tesis: Dr. Cheikh Fall

Mi admiración y respeto como profesionista y persona, por todo el apoyo brindado como estudiante y tutorada al compartir su conocimiento y experiencia durante mi desarrollo académico, así como su infinita paciencia en el desarrollo de esta investigación

## A mis sínodales:

Por todas y cada una de sus críticas para enriquecer esta investigación.

## A mis maestros:

Por incrementar mi conocimiento con todas y cada uno de sus enseñanzas profesionales y personales.

## A mis compañeros de generación:

Por todos los buenos momentos vividos dentro y fuera de las aulas del CIRA

## A mis familiares y amigos:

Que intervinieron de alguna forma en esta nueva aventura que hoy llega a su fin y que seguramente estarán presentes en la siguiente etapa de mi vida.

El tratamiento de lodos es una parte primordial en cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales.

Dentro de los procesos biológicos, el proceso de lodos activados es el más aplicado mundialmente, pero tiene la desventaja de la alta producción de lodo y la disposición final de éste. Se han realizado variaciones al proceso de lodo activado con el fin de encontrar la forma de reducir el lodo. Una de estas variantes es un nuevo proceso que lleva por nombre “Caníbal®”, el cual está caracterizado por la ausencia de purga en el sistema de lodo activado. Sin embargo, aún no se comprenden los mecanismos detrás de este, ni se tienen los modelos matemáticos definitivos para representarlo.

La presente investigación tuvo la finalidad de representar el desempeño de la reducción de lodo en el proceso Caníbal utilizando el ASM1, el cual es uno de los modelos más conocidos para simular plantas de tratamiento por lodos activados.

Para la elaboración de un modelo matemático que describa el comportamiento del proceso Caníbal, se utilizó la siguiente metodología. Primero, se escribieron las ecuaciones generales de Metcalf y Eddy de lodo activado, para ilustrar como se podrían acumular los sólidos cuando se tiene un proceso trabajado sin purga, es decir a un tiempo de retención celular alto. Después se realizó una modelación dinámica, implementando las mismas modificaciones realizadas al ASM2d por Johnson *et al.* (2008), pero ahora utilizando el ASM1.

Se emplearon cajas negras de separación de sustancias para simular el tamiz, el hidrociclón y para representar el papel del digestor hipóxico. 8 procesos del ASM1 fueron complementados con dos adicionales de hidrólisis de los  $X_P$  y  $X_S$ .

Para probar el modelo desarrollado, se implementó una planta hipotética del que se tenía la información necesaria para funcionar como un Caníbal añadiendo virtualmente una unidad de digestión hipóxica UDH en la planta “Dulces Nombres” de Monterrey.

El software utilizado para la implementación del modelo fue AQUASIM, con el cual se realizó también un análisis de sensibilidad para evaluar la identificabilidad de los parámetros involucrados en el proceso, sobre todo de las 3 nuevas constantes del modelo.

Luego, el modelo propuesto fue calibrado utilizando el diagrama de flujo y los datos de concentración de una planta Caníbal publicado en la literatura.

Tanto el método Metcalf y Eddy como el modelo ASM1 (AQUASIM) mostraron que para un proceso de lodo activado convencional: 1) mientras que  $\theta_c$  no pase de los 20-30 días, es factible hacer funcionar el proceso sin exceder los límites recomendables de lodo en el licor mixto ( $<5000 \text{ g SST/m}^3$ ) y 2) un proceso sin ó con poca purga ( $\theta_c > 100$  días) necesitaría una forma de eliminar y controlar la acumulación de los  $X_I$ ,  $X_P$  y  $X_{ISS}$  lo que propone el Caníbal con la implementación de un tamiz para remover  $X_I$ , hidrociclón para  $X_{ISS}$  y UDH para  $X_P$ .

Al tener una buena calibración, se pudo concluir que como alternativa al ASM2d, el ASM1 es capaz de simular el comportamiento de un sistema Caníbal implementando las mismas modificaciones propuestas en la literatura al representar el tamiz y el hidrociclón con cajas negras de separación de sustancias ( $X_I$  y  $X_{ISS}$ ).

Sludge treatment is an essential part of any sewage water treatment. Among these biological processes, activated sludge process is one of the most used worldwide; however, it produces lots of waste which are very difficult to dispose of. Many variants have been made to the process in order to find a way to reduce sludge. One of these modifications is called "Cannibal®", which main feature is the absence of purge in the activated sludge system. Yet, the mechanisms on which this process relies on are not well known, nor the math models to explain them.

This research is aimed at depicting the functioning of sludge reduction in the Cannibal® process using the ASM1, which is one of the most well-known models to emulate activated sludge treatment plants.

The following methodology was used to describe the Cannibal® process. Firstly, Metcalf and Eddy general equations on activated sludge were described to depict the way solids build up when the process goes on without purge, in other words, at a time of high cellular retention.

A dynamic modeling was performed later, implementing the same modifications made to the ASM2d by Johnson et. al. (2008), but now using the ASM1. Black boxes of substance separation were used to emulate the sieve and the hydrocyclon. To represent the role of hypoxic digester, eight processes of the ASM1 were balanced with two additional hydrolysis of the  $X_P$  and  $X_S$ .

To test this model, a hypothetical plant, with the necessary information to work as a Cannibal®, was put into service and was added a unit of hypoxic digestion (UDH) in the plant *Dulces Nombres* in Monterrey.

The AQUASIM software was used to implement the model as well as to analyze the sensitivity and identifiability of the parameters involved in the process, and above all, the three new constants in the model.

Both Metcalf & Eddy and ASM1 (AQUASIM) models depicted that: 1) as long as  $\theta_c$  lasts no more than 20 – 30 days, it is feasible to activate the process without exceeding the recommended limits of solids in the mixed liquor ( $5000 \text{ g} <$

SST/m<sup>3</sup>), and 2) a process with little or no purge ( $\theta_c > 100$  days) would need a way to handle or dispose of the accumulation of the  $X_I$ ,  $X_P$  y  $X_{ISS}$ , which is the Cannibal® proposal, with the implementation of a sieve, to remove  $X_I$ , hydrocyclone to  $X_{ISS}$  and UDH for  $X_P$ .

By having a good calibration, it was concluded that, as an alternative to the ASM2d, the ASM1 is able to emulate the performance of a Cannibal® system, providing the model has the same modifications proposed in this study.

®	Registrado
°C	Grados centígrados
ASM1	Activated Sludge Model No. 1
$b_A$ o $b_A$	Coefficiente de decaimiento para la biomasa autótrofa
$b_H$ o $b_H$	Coefficiente de decaimiento para la biomasa heterótrofa (en el reactor o en el UDH)
CNA	Comisión Nacional del Agua
$d^{-1}$	1/día
DBO <sub>5</sub>	Demanda bioquímica de oxígeno en 5 días
DQO o COD	Demanda química de oxígeno
DQO <sub>T</sub>	Demanda química de oxígeno total
E_Hciclón_XISS	Eficiencia del hidrociclón para $X_{ISS}$
E <sub>sed</sub>	Eficiencia del sedimentador
E <sub>tamiz_XI</sub>	Eficiencia del tamiz para $X_i$
Efic	Eficiencia
$f_d$	Fracción de biomasa transformada en $X_p$ (Metcalf y Eddy 2003)
$f_p$	Fracción de biomasa que se transforma en productos inertes (ASM1)
frac.Qrec	Fracción del caudal de recirculación
frQrec_hacia_fisico	Fracción de caudal recirculado que va hacia el tratamiento físico
frQrec_hacia_UDH	Fracción de caudal recirculado que va hacia el UDH
g DQO/m <sup>3</sup>	Gramos de demanda química de oxígeno por metro cubico
g N/m <sup>3</sup>	Gramos de nitrógeno por metro cubico
g SST/m <sup>3</sup>	Gramos de sólidos suspendidos totales por metro cubico
$i_{qv}$	Factor de conversión de sólidos suspendidos totales a su valor equivalente en demanda química de oxígeno (1.57)
ISS	Sólidos suspendidos inorgánicos
$i_{vt}$	Factor de conversión de sólidos suspendidos volátiles a su valor equivalente en sólidos suspendidos totales (0.77)
k	Tasa máxima específica de utilización de sustrato
$k_d$	Coefficiente de la tasa de respiración endógena
$k_h$ o $k_h$	Tasa específica para la hidrólisis
$k_{hp}$ o $k_{hp}$	Tasa específica para la hidrólisis en el proceso Caníbal
$K_{NH}$	Coefficiente de saturación de amonio de la biomasa autotrófica
$K_{NO}$	Coefficiente de saturación del nitrato de la biomasa heterótrofa
$K_{O,A}$	Coefficiente de saturación en condiciones de oxígeno para la biomasa autótrofa
$K_{O,H}$	Coefficiente de saturación en condiciones de oxígeno para la biomasa heterótrofa
$k_s$	Velocidad específica de utilización del sustrato
$K_x$	Coefficiente de saturación media para la hidrólisis del sustrato lentamente biodegradable
$K_{XP}$ o $K_{XP}$	Coefficiente de saturación media para la hidrólisis del sustrato lentamente biodegradable en el proceso Caníbal
NTK	Nitrógeno total de Kjeldahl
OP	Orto-fosfato soluble
PAO	Microorganismos acumuladores de fosforo (P)

prom	Promedio
Q_rec_interna	Caudal de recirculación interna
Q_recirculacion o Qrec	Caudal de recirculación
Qin	Caudal de entrada
R	Tasa de reacción en general
R1	Reactor 1 en condiciones anóxicas
R2	Reactor 2 en condiciones anóxicas
R3	Reactor 3 en condiciones aeróbicas
R4	Reactor 4 en condiciones aeróbicas
S	Sustrato
S <sub>Alk</sub>	Concentración de alcalinidad
S <sub>I</sub>	Materia orgánica inerte soluble
S <sub>ND</sub>	Nitrógeno orgánico soluble
S <sub>NH</sub>	NH <sub>4</sub> + NH <sub>3</sub>
S <sub>NO</sub>	Nitrógeno en nitratos y nitritos
S <sub>O</sub>	Oxígeno disuelto
SRT o θ <sub>c</sub>	Tiempo de retención celular
S <sub>s</sub>	Materia orgánica rápidamente biodegradable
SST	Sólidos suspendidos totales
SSLM Ó MLSS	Sólidos suspendidos totales en el licor mezclado
SSV	Sólidos suspendidos volátiles
SSVLM o MLSSV	Sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado
T	Temperatura
UDH o HDU	Unidad de digestión hipóxica
V <sub>reactor</sub>	Volumen del reactor
V <sub>sedimentador</sub>	Volumen del sedimentador
V <sub>UDH</sub>	Volumen UDH
X <sub>B,A</sub> o X <sub>A</sub>	Biomasa autótrofa activa
X <sub>B,H</sub> o X <sub>H</sub>	Biomasa heterótrofa activa
X <sub>I</sub>	Materia orgánica inerte en forma particulada
X <sub>ISS</sub>	Materia inorgánica en forma particulada
X <sub>ND</sub>	Nitrógeno orgánico particulado biodegradable
X <sub>O,i</sub>	Concentración de sólidos suspendidos volátiles no biodegradable en el influente
X <sub>P</sub>	Productos inertes procedentes del decaimiento
X <sub>S</sub>	Materia orgánica lentamente biodegradable
X <sub>T</sub>	Concentración total de licor mezclado
Y	Coefficiente de rendimiento general
Y <sub>A</sub>	Rendimiento de los autótrofos
Y <sub>H</sub>	Rendimiento de los heterótrofos
η <sub>h</sub> o eta <sub>h</sub>	Factor de corrección en medio aeróbico
η <sub>h,fer</sub> o eta <sub>h_fer</sub>	Factor de corrección para la hidrólisis en medio anóxico
T	Tiempo de residencia hidráulico

	Pág.
<b>RESUMEN</b>	
<b>ABSTRACT</b>	
<b>ABREVIATURAS</b>	i
<b>ÍNDICE GENERAL</b>	iii
<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>	v
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b>	vii
<b>INTRODUCCIÓN</b>	2
<b>CAPITULO 1: ANTECEDENTES</b>	
1.1 PROCESOS PARA LA REDUCCIÓN DE LODO	6
1.2 MODELO ASM1 DE LODOS ACTIVADOS	7
1.3 FUNDAMENTOS DE LOS PROCESOS DE LODOS ACTIVADOS SIN PURGA	10
1.4 PROCESO CANÍBAL	11
1.5 MODELACIÓN DEL PROCESO CANÍBAL	14
1.6 ESTADO DEL ARTE: INVESTIGACIONES SOBRE LAS TECNOLOGÍAS PARA LA REDUCCIÓN DE LODO	15
<b>CAPITULO 2: JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVOS</b>	
2.1 JUSTIFICACIÓN	23
2.2 HIPÓTESIS	24
2.3 OBJETIVOS	24
2.3.1 Objetivo general	24
2.3.2 Objetivos particulares	24
<b>CAPITULO 3: METODOLOGÍA</b>	
3.1 ENFOQUE DE METCALF Y EDDY (2003)	26
3.2 MODELACIÓN CON ASM1	28
3.3 PLANTA HIPOTÉTICA A MODELAR	29
3.4 FRACCIONAMIENTO DE DQO DEL INFLUENTE	29
3.5 ESTRATEGIA DE MODELACIÓN DE LA PURGA	30
3.6 IMPLEMENTACIÓN DEL MODELO A LA PLANTA HIPOTÉTICA	30
3.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL MODELO PROPUESTO	32
3.8 APLICACIÓN DEL MODELO DESARROLLADO EN AQUASIM PARA SIMULAR Y CALIBRAR LA PLANTA DE JOHNSON <i>et al.</i> (2008)	32
<b>CAPITULO 4: RESULTADOS</b>	
4.1 INVENTARIO Y PRESENTACIÓN DE LOS PROGRAMAS REALIZADOS EN AQUASIM	35
4.2 PROCESO CONVENCIONAL: RELACIÓN ENTRE LA CONCENTRACIÓN DE LICOR MEZCLADO Y $\theta_c$	36
4.2.1 Datos de la planta de referencia	36
4.2.2 Resultados de Metcalf y Eddy (2003)	37
4.2.3 Modelación con ASM1 en AQUASIM (efecto de $\theta_c$ en la concentración)	41
4.3 PROCESO CANÍBAL PLANTA "DULCES NOMBRES"	48
4.3.1 Simulación del proceso Canibal	48
4.3.2 Sensibilidad del modelo del proceso Canibal, planta "Dulces Nombres"	53

<b>4.4</b>	<b>MODELACIÓN Y CALIBRACIÓN DE LA PLANTA DE JOHNSON et al. (2008)</b>	<b>59</b>
		<b>Pág.</b>
4.4.1	Modelación ASM1-Canibal (sin calibrar) de la planta de Johnson et al. (2008)	59
4.4.2	Calibración ASM1-Canibal con base en los datos de la planta de Johnson et al. (2008)	61
4.4.2.1	<i>Calibración de la eficiencia del sedimentador</i>	62
4.4.2.2	<i>Calibración de <math>X_I</math> con <math>frQrec\_hacia\_fisico</math></i>	63
4.4.2.3	<i>Calibración de <math>X_{ISS}</math></i>	65
4.4.2.4	<i>Afinación de la calibración de <math>X_I</math> con <math>E\_tamiz\_XI</math></i>	66
4.4.2.5	<i>Calibración de <math>X_H</math> en el reactor</i>	68
4.4.2.6	<i>Calibración de <math>X_H</math> en la UDH</i>	70
4.4.2.7	<i>Calibración de <math>X_S</math> con <math>k\_h</math></i>	72
4.4.2.8	<i>Afinación adicional de <math>\bar{X}_S</math> con <math>eta\_h</math></i>	74
4.4.2.9	<i>Afinación adicional de <math>X_S</math> con <math>eta\_h\_fer</math></i>	75
4.4.2.10	<i>Calibración de <math>X_P</math> (denotado por Johnson et al. (2008) como <math>X_{D,AA}</math>)</i>	77
4.4.2.11	<i>Resumen de la calibración</i>	77
	<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	<b>81</b>
	<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>84</b>
	<b>ANEXOS</b>	<b>83</b>
	<b>Anexo 1 Modelo ASM1 en notación matricial</b>	<b>88</b>
	<b>Anexo 2 Datos de la planta Canibal descrita por Johnson et al. (2008)</b>	<b>89</b>
	<b>Anexo 3 Método físico-químico de caracterización STOWA</b>	<b>90</b>
	<b>Anexo 4 Resultados con ecuación Metcalf y Eddy (2003) en SSV</b>	<b>92</b>
	<b>ANEXOS EN DISCO</b>	<b>96</b>
	<b>Anexo 5 Listado del programa en AQUASIM de un sistema de lodos activados convencional</b>	<b>(ver disco)</b>
	<b>Anexo 6 Listado del programa en AQUASIM de un proceso Canibal (Análisis de sensibilidad)</b>	<b>(ver disco)</b>
	<b>Anexo 7 Listado del programa en AQUASIM modelo de Johnson et al. (2008)</b>	<b>(ver disco)</b>

		Pág.
<b>Figura 1</b>	Esquema del proceso de lodo activado convencional	6
<b>Figura 2</b>	Componentes carbonosos del agua y lodo: Fragmentación de la DQO	9
<b>Figura 3</b>	Componentes nitrogenados del agua: Fragmentación del nitrógeno en el ASM1	10
<b>Figura 4</b>	Proceso Caníbal	12
<b>Figura 5</b>	Configuración del proceso Caníbal implementado en AQUASIM	31
<b>Figura 6</b>	Configuración en AQUASIM de la planta Caníbal descrita por Johnson <i>et al.</i> (2008)	33
<b>Figura 7</b>	Enfoque de Metcalf y Eddy (2003) que muestra los valores de $X_H$ , $X_P$ , $X_I$ y ISS en función de SRT, expresados en SSV, a excepción de ISS el cual se expresa en SST.	39
<b>Figura 8</b>	Relación entre la concentración de licor mixto y $\theta_c$ ( $X_T$ en DQO, SSV y SST).	40
<b>Figura 9</b>	Modelación en AQUASIM que muestra los valores de $X_H$ , $X_P$ , $X_I$ y $X_{ISS}$ en el tanque de aireación a un SRT de 15 días, expresados en DQO, a excepción de $X_{ISS}$ el cual se expresa en SST.	43
<b>Figura 10</b>	Modelación en AQUASIM que muestra los valores de $X_H$ , $X_P$ , $X_I$ y $X_{ISS}$ en el tanque de aireación a un SRT de 150 días, expresados en DQO, a excepción de $X_{ISS}$ el cual se expresa en SST.	44
<b>Figura 11</b>	Modelación en AQUASIM que muestra los valores de $X_H$ , $X_P$ , $X_I$ y $X_{ISS}$ en el tanque de aireación a un SRT de 200 días, expresados en DQO, a excepción de $X_{ISS}$ el cual se expresa en SST.	44
<b>Figura 12</b>	Modelación de ASM1 con AQUASIM que muestra los valores del licor mezclado expresado en DQO, SSV Y SST a un SRT de 15 días.	45
<b>Figura 13</b>	Modelación de ASM1 con AQUASIM que muestra los valores del licor mezclado expresado en DQO, SSV Y SST a un SRT de 150 días.	45
<b>Figura 14</b>	Modelación de ASM1 con AQUASIM que muestra los valores del licor mezclado expresado en DQO, SSV Y SST a un SRT de 200 días.	46
<b>Figura 15</b>	Modelación en AQUASIM que muestra los valores de $X_H$ , $X_P$ , $X_I$ y ISS en función de SRT, expresados en DQO, a excepción de $X_{ISS}$ el cual se expresa en SSV.	46
<b>Figura 16</b>	Valores de $X_T$ expresados en DQO, SSV y SST obtenidos en AQUASIM	47
<b>Figura 17</b>	Fracción particulada en el reactor (tanque de aireación) de la planta "Dulces Nombres" operado a SRT de 15 como un proceso de lodo activado convencional.	50
<b>Figura 18</b>	Fracción particulada en el reactor (tanque de aireación) de la planta "Dulces Nombres" operado a SRT de 150 días como un proceso Caníbal.	50
<b>Figura 19</b>	Remoción selectiva de $X_I$ con la instalación del tamiz.	51
<b>Figura 20</b>	Resultados de la fracción particulada $X_I$ en diferentes puntos del proceso.	52
<b>Figura 21</b>	Remoción selectiva de $X_{ISS}$ con la instalación del hidrociclón.	52
<b>Figura 22</b>	Remoción selectiva de $X_p$ con la instalación del UDH.	52
<b>Figura 23</b>	Análisis de sensibilidad de SSML.	54
<b>Figura 24</b>	Análisis de sensibilidad de $X_H$ .	55
<b>Figura 25</b>	Análisis de sensibilidad de $X_{ISS}$ .	56
<b>Figura 26</b>	Análisis de sensibilidad de $X_I$ .	56

	<b>Pág.</b>
<b>Figura 27</b> Análisis de sensibilidad de $X_P$ .	<b>57</b>
<b>Figura 28</b> Análisis de sensibilidad de $X_S$	<b>58</b>
<b>Figura 29</b> Calidad del efluente al ajustar la eficiencia del sedimentador.	<b>62</b>
<b>Figura 30</b> Calibración de $X_I$ con $frQrec\_hacia\_fisico$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.	<b>63</b>
<b>Figura 31</b> Ajuste y validación de $X_I$ en los reactores con $frQ\_hacia\_fisico$ .	<b>64</b>
<b>Figura 32</b> Calibración de $X_{ISS}$ : Refinación modificando $frQrec\_hacia\_fisico=0.9$ . y (a) $E\_Hciclon\_X_{ISS}=80\%$ y (b) $Hciclon\_X_{ISS}=90\%$ .	<b>65</b>
<b>Figura 33</b> Ajuste y validación de $X_{ISS}$ con $E\_Hciclon\_X_{ISS}$ .	<b>66</b>
<b>Figura 34</b> Reafinación de $X_I$ con la $E\_tamiz\_X_I$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.	<b>67</b>
<b>Figura 35</b> Ajuste y validación de $X_I$ con $E\_tamiz\_X_I$ .	<b>68</b>
<b>Figura 36</b> Calibración de $X_H$ con $b_H$ en el reactor; (a) valor inicial y (b) valor final.	<b>69</b>
<b>Figura 37</b> Ajuste y validación de $X_H$ con $b_H$ en el reactor.	<b>70</b>
<b>Figura 38</b> Calibración de $X_H$ con $b_H$ en el UDH; (a) valor inicial y (b) valor final.	<b>71</b>
<b>Figura 39</b> Ajuste y validación de $X_H$ con $b_H$ en el UDH.	<b>72</b>
<b>Figura 40</b> Calibración de $X_S$ con $k_h$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.	<b>72</b>
<b>Figura 41</b> Ajuste y validación de $X_S$ con $k_h$ .	<b>74</b>
<b>Figura 42</b> Calibración de $X_S$ con $eta\_h$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.	<b>75</b>
<b>Figura 43</b> Ajuste y validación de $X_S$ con $eta\_h$ .	<b>75</b>
<b>Figura 44</b> Calibración de $X_S$ con $eta\_h\_fer$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.	<b>76</b>
<b>Figura 45</b> Ajuste y validación de $X_S$ con $eta\_h\_fer$ .	<b>77</b>

	<b>Pág.</b>
<b>Tabla 1</b> Definición de los procesos adicionales de hidrólisis	<b>28</b>
<b>Tabla 2</b> Características nominales (“Línea R5”)	<b>37</b>
<b>Tabla 3</b> Concentraciones de entrada	<b>37</b>
<b>Tabla 4</b> Coeficientes cinéticos utilizados para el proceso de lodo activado para la remoción de materia orgánica de aguas residuales domesticas. (Metcalf y Eddy, 2003)	<b>38</b>
<b>Tabla 5</b> Parámetros estequiométricos y cinéticos en ASM1 utilizados para el proceso de lodo activado para la remoción de materia orgánica de aguas residuales domesticas (Task Group, 1987).	<b>42</b>
<b>Tabla 6</b> Parámetros adicionales utilizados en la simulación del proceso Caníbal para la planta “Dulces Nombres”	<b>49</b>
<b>Tabla 7</b> Análisis de sensibilidad	<b>58</b>
<b>Tabla 8</b> Comparación de los resultados reportados por Johnson <i>et al.</i> (2008) en ASM2d y resultados obtenidos en la propuesta en ASM1	<b>60</b>
<b>Tabla 9</b> Propuesta de secuencia de calibración al modelar la planta de Johnson <i>et al.</i> (2008)	<b>62</b>
<b>Tabla 10</b> Resumen de los valores obtenidos en la secuencia de calibración	<b>78</b>
<b>Tabla 11</b> Resumen de parámetros modificados y no modificados	<b>79</b>
<b>Tabla 12</b> Comparación de valores Johnson <i>et al.</i> (2008) vs el ASM1 calibrado en este trabajo	<b>79</b>

---

# INTRODUCCIÓN

---

El tratamiento de las aguas residuales siempre es acompañado por la producción de lodos residuales que normalmente se tratan a través de complejos sistemas de espesamiento, digestión y deshidratación antes de su eliminación.

La implementación de estos sistemas representa costos elevados de inversión, dificultad de manejo y grandes costos en la eliminación de lodos. El tratamiento de lodos es una parte primordial en cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales.

Las plantas municipales convencionales de tratamiento de aguas negras utilizan procesos físicos, químicos y biológicos. Dentro de los procesos biológicos el proceso de lodos activados es el más aplicado mundialmente en la práctica del tratamiento de aguas residuales municipales, pero tiene la desventaja de la alta producción de lodo y la disposición final de éste. La producción diaria del exceso de lodo de un proceso convencional de fangos activados es alrededor de 15-100 L kg<sup>-1</sup> de DBO<sub>5</sub> tratado, estando formado por 95% de agua (Liu y Tai, 2001).

Se han realizado variaciones al proceso de lodos activados con el fin de encontrar la forma de reducir el lodo en el seno mismo de la línea de tratamiento del agua. Investigaciones recientes han llevado a la propuesta de un nuevo proceso que lleva por nombre "Caníbal", el cual está caracterizado por la ausencia de purga en el sistema de lodo activado.

La aparición de las tecnologías para reducir significativamente la producción de lodos, como el proceso Caníbal, ha generado gran interés por el ahorro potencial que se podría lograr. Sin embargo, aún no se comprenden los mecanismos detrás de éstos, ni se tienen los modelos matemáticos definitivos para representarlo.

La presente investigación tuvo la finalidad de representar el desempeño de la reducción de lodo en el proceso Caníbal utilizando el ASM1 (Activated Sludge Model No. 1), el cual es uno de los modelos más conocidos para simular plantas de tratamiento por lodos activados (Task Group, 1987).

El capítulo uno presentará los antecedentes de esta investigación, seguido, en el capítulo dos de la definición de los objetivos y justificación. El capítulo tres describe la metodología realizada y finalmente el capítulo cuatro muestra los resultados, seguido de las conclusiones obtenidas.

---

# **CAPITULO 1**

---

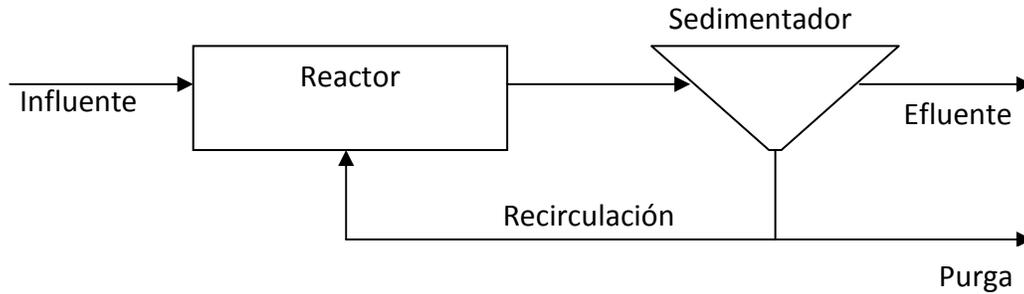
## **A N T E C E D E N T E S**

Las plantas municipales convencionales de tratamiento de aguas negras utilizan procesos físicos, químicos y biológicos para eliminar los contaminantes presentes en el agua. La mayoría de estos tratamientos, se ven caracterizados por la generación de lodos residuales, que normalmente son tratados a través de sistemas complejos de espesamiento, digestión y deshidratación para poder eliminar los contaminantes presentes, por lo que el tratamiento de lodos es una parte primordial en cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales

Las cantidades de lodo generado y los problemas para su eliminación, actualmente representan un desafío en el tratamiento de aguas residuales, debido a los factores económicos, ambientales y de regulación.

En México, los procesos biológicos más populares son las lagunas de estabilización y el sistema de lodo activado. Según el inventario 2009 de la Comisión Nacional del Agua de las 2,029 plantas de tratamiento que existen en todo el país, el 26.91% (546 plantas) aplican el proceso de lodo activado, tratando el 46.43% (40.92 m<sup>3</sup>/s) del caudal total en todo el país que equivale a 88.13 m<sup>3</sup>/s (CNA, 2009).

Un proceso de lodo activado convencional (Figura 1) opera con una aireación y mezcla de los microorganismos con el sustrato en un reactor (tanque de aireación); posteriormente, se concentran y separan los flóculos de los sólidos biológicos formados en un tanque de sedimentación; a continuación se hace una recirculación de una parte de los sólidos biológicos concentrados del tanque de sedimentación al tanque de aireación, esto para mantener una alta concentración de bacterias en el reactor (clave del proceso); después se separa el agua tratada y clarificada de los sólidos excedentes producidos diariamente que requieren un tratamiento y disposición final, mismo que representa la principal desventaja de este proceso.



**Figura 1** Esquema del proceso de lodo activado convencional

Los sistemas típicos de tratamiento de lodo son mecánicamente complejos y los costos de eliminación de los residuos son una parte importante de cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales, donde aproximadamente el 60% del costo de operación de la planta de tratamiento de aguas residuales es debido al manejo y disposición de los lodos (Wei *et al.*, 2003; Liu y Tay, 2001; Pérez *et al.*, 2006).

### 1.1 PROCESOS PARA LA REDUCCIÓN DE LODO

La reciente aparición de tecnologías que permiten la reducción del lodo procedente de instalaciones de tratamiento de aguas residuales, ha ganado mucho interés en la industria de tratamiento de aguas.

La producción de lodo en una planta convencional de lodo activado puede ser minimizada de varias formas, dentro de las cuales Pérez *et al.* (2006) refiere principalmente las siguientes: (a) *procesos en la línea de las aguas residuales cuyo objetivo es reducir la producción de lodos en el seno mismo del tratamiento de las aguas residuales, en lugar del post-tratamiento de los lodos después de su generación, lo cual se logra mediante la reducción del coeficiente de rendimiento (operado a altos tiempos de retención celular), mediante el agregado de sustancias químicas como es el caso del ozono, o mediante reacciones enzimáticas;* (b) *procesos en la línea del lodo: el objetivo es reducir el volumen final de los lodos ya producidos. Debido a la alta fracción orgánica de este, se suelen utilizar digestión y deshidratación. La degradación de los residuos de los*

lodos activados es especialmente lenta, por lo cual, se están investigando algunas tecnologías con el fin de mejorar la digestión anaerobia de los lodos y algunos procesos de pre-tratamiento antes de la llegada al reactor anaerobio (desintegración mecánica, pre-tratamientos térmicos, biológicos, hidrólisis con enzimas, etc; (c) *procesos en la línea de residuos finales*: estos procesos tienen como fin tratar los lodos producidos para conseguir que los residuos se encuentren estables, deshidratados y libres de patógenos.

Los procesos en línea del lodo y los procesos en línea de los residuos finales no representan una estrategia eficiente de minimización, sino más bien un post-tratamiento para eliminar los sólidos de las aguas residuales. La mejor estrategia aplicable, sería una reducción de la generación de lodo en el seno mismo del proceso de tratamiento de aguas.

## **1.2 MODELO ASM1 DE LODO ACTIVADO**

En los últimos años, aparecieron cambios importantes en las teorías y prácticas de diseño de los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales, se desarrollaron una serie de nuevos modelos dinámicos de lodo activado, constituyendo claramente un parteaguas entre el enfoque clásico (muchas veces empírico) y las tendencias actuales asentadas en la formulación de modelos mecánicos más precisos (Fall *et al.*, 2006).

Éstos modelos permiten describir el proceso de lodo activado convencional y la digestión anaerobia; dentro ellos se tiene el modelo ASM1 (Activated Sludge Model No. 1) original, y el modelo ASM3, los cuales, son capaces de predecir la degradación de la materia orgánica, así como los procesos de nitrificación y desnitrificación; el modelo ASM2 y su versión modificada ASM2d incluye además la remoción biológica del fósforo; mientras que el modelo ADM1 (Anaerobic Digestion Model No. 1) es utilizado para la modelación de digestores anaeróbicos (Johnson *et al.*, 2008).

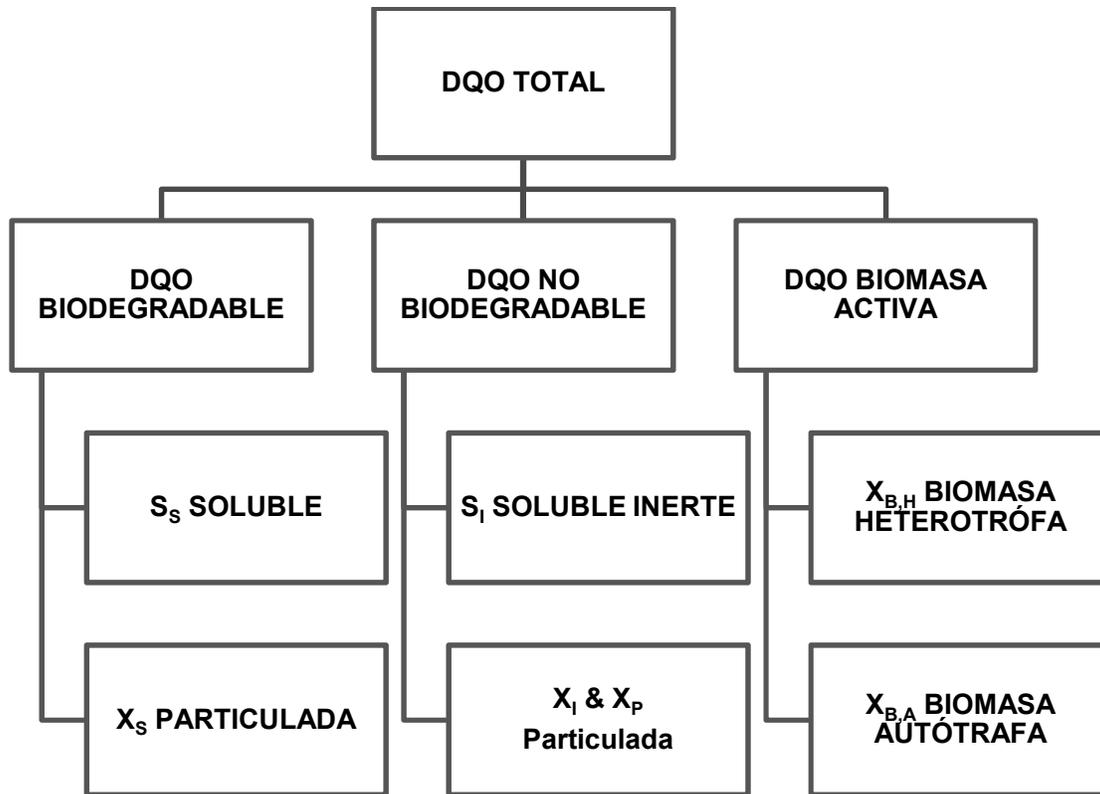
El modelo ASM1 tiene como propósito simular la degradación de la materia orgánica, así como la nitrificación y desnitrificación de los procesos de lodo

activado. Entre las ventajas de utilizar el modelo ASM1, destaca que se pueden predecir la calidad del efluente, la demanda química de oxígeno y la producción de lodo bajo ciertas condiciones de entrada. También permite realizar diagnósticos y proyecciones a largo y corto plazo mediante configuraciones diferentes de la planta en estudio, sin perturbar su funcionamiento y sin poner en riesgo sus equipos (Task Group, 1987).

El modelo ASM1 cuenta con 13 componentes, 7 disueltos y 6 con forma de partículas, representados en una matriz, tal y como se muestra el Anexo 1. Dentro de los 13 componentes, los 7 primeros se relacionan con las sustancias carbonosas del agua y del lodo (medidos en DQO), divididos en DQO biodegradable y DQO no biodegradable (materia orgánica inerte) y biomasa (Figura 2). La parte biodegradable posteriormente está dividida en una fracción rápidamente biodegradable ( $S_s$  soluble) y en una fracción lentamente biodegradable ( $X_s$ , particulada). Se considera que la fracción rápidamente biodegradable se compone de materia orgánica soluble que se adsorbe y metaboliza rápidamente por los microorganismos, mientras que la fracción  $X_s$  se compone de partículas, coloides y materia orgánica compleja, sufre una hidrólisis enzimática antes de poder ser adsorbida. En realidad, la fracción lentamente biodegradable incluye compuestos orgánicos solubles difícilmente biodegradables que se tratan como si fueran materia particulada.

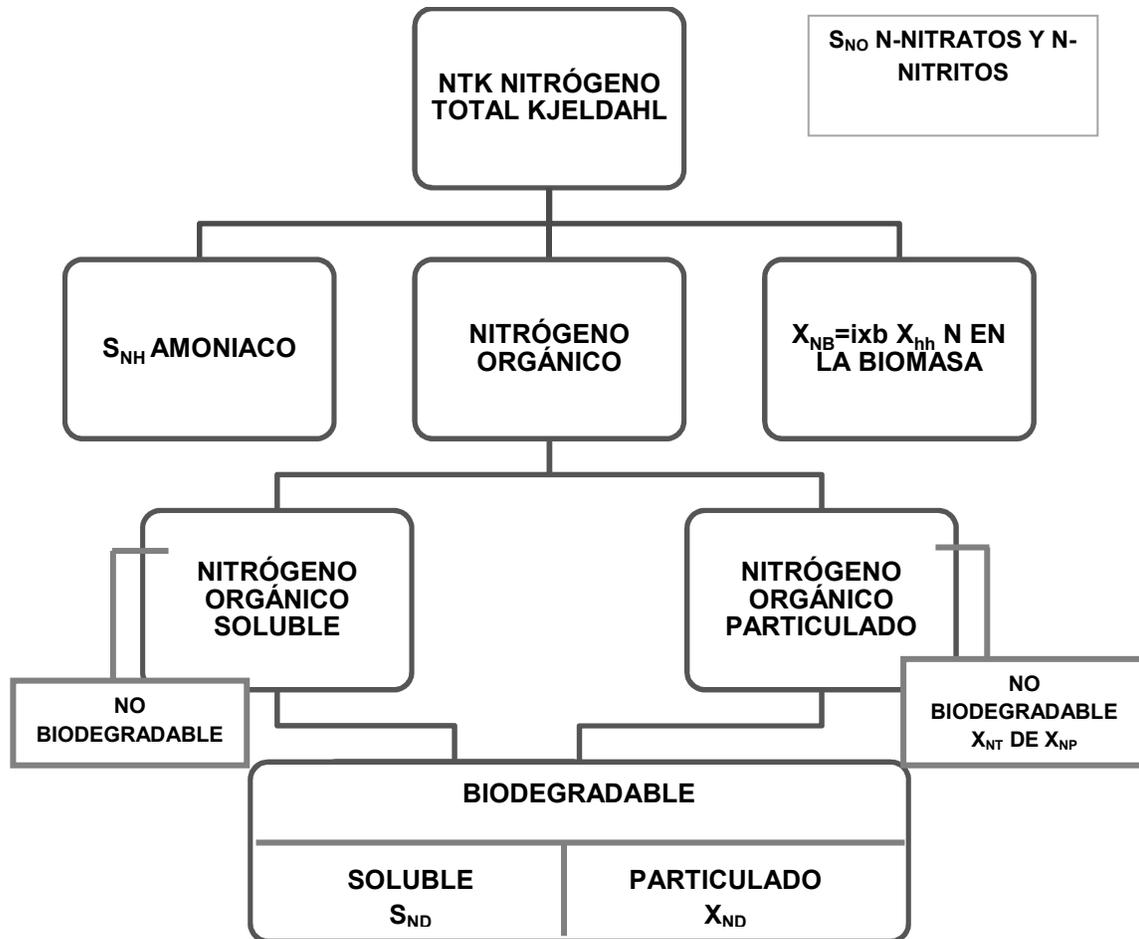
La fracción no biodegradable de la DQO se divide en una fracción soluble inerte ( $S_i$ ) y en una fracción particulada ( $X_i$ ). Las dos no son afectadas por el proceso.  $S_i$  abandona la planta con el efluente del sedimentador secundario mientras que  $X_i$  se mezcla en el lodo purgado y contribuye a los sólidos suspendidos volátiles (SSV).

La biomasa activa se divide en dos grupos de microorganismos: heterótrofos ( $X_{B,H}$ ) y autótrofos ( $X_{B,A}$ ). Por ende, una variable adicional,  $X_p$ , es incluida para modelar la fracción inerte de productos procedentes del decaimiento de la biomasa. Aún cuando no se puede diferenciar  $X_p$  de  $X_i$  en el lodo.



**Figura 2** Componentes carbonosos del agua y lodo: Fragmentación de la DQO.

Los otros 4 componentes que forman parte de la matriz son los componentes nitrogenados además del oxígeno y de la alcalinidad. La fragmentación del nitrógeno se presenta en la Figura 3. El nitrógeno total presente en el sistema incluye por un lado el nitrógeno de los nitratos y nitritos ( $S_{NO}$ ), y por otro, el nitrógeno total Kjeldahl (NTK). Los nitratos y nitritos se combinaron en un solo componente para simplificar el modelo. Algunos autores utilizan versiones modificadas del modelo con una separación entre estos dos productos.



**Figura 3** Componentes nitrogenados del agua: Fragmentación del nitrógeno en el ASM1

### 1.3 FUNDAMENTOS DE LOS PROCESOS DE LODOS ACTIVADOS SIN PURGA

Una parte fundamental en cualquier proceso de fango activado, es la purga de lodo, con la cual se elimina el exceso de sólidos y se controla el proceso (edad de lodo). De acuerdo al modelo ASM1, los componentes principales del lodo son la fracción de partículas orgánicas inertes ( $X_I$ ), los microorganismos heterótrofos ( $X_H$ ) y autótrofos ( $X_A$ ), la materia orgánica inerte particulada que viene del decaimiento ( $X_P$ ) y los sólidos inorgánicos inertes que provienen del influente ( $X_{ISS}$ ) (Task Group, 1987). También puede haber pequeñas cantidades de  $X_S$  (material orgánico particulado lentamente biodegradable).

Por lo que se refiere a la minimización del lodo generado, un proceso ideal sería aquel en el que se elimine la purga, lo que sería equivalente a funcionar con un tiempo de retención celular infinito. Con la ausencia de purga, los  $X_P$ ,  $X_I$ , y  $X_{ISS}$  se acumularían en los tanques, por lo que serían necesarios tratamientos que se enfoquen principalmente a la eliminación de estos compuestos, para lo cual existe una variante propuesta por Novak *et al.* (2007) y Johnson *et al.* (2008) en su proceso denominado “Caníbal”.

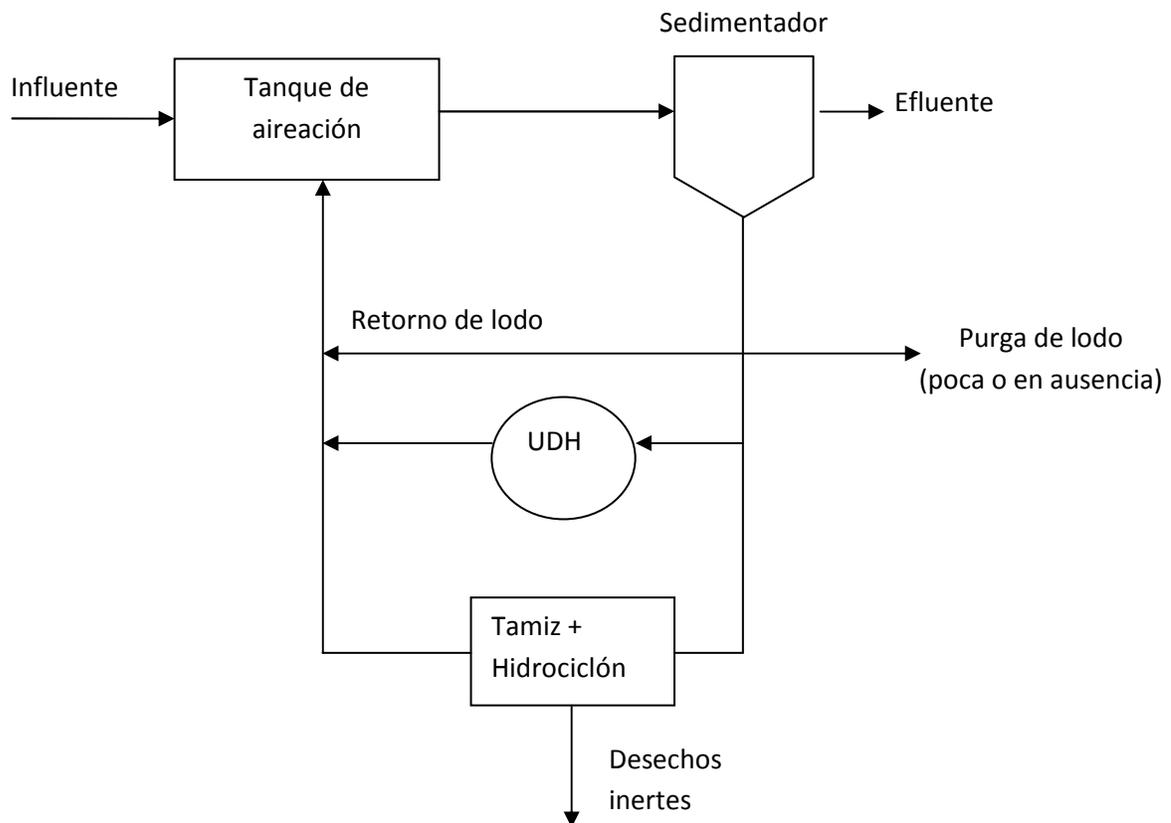
#### **1.4 PROCESO CANÍBAL**

El proceso Caníbal, es una variante del proceso de lodo activado que busca minimizar la generación de lodos en el seno mismo de la línea de tratamiento de las aguas residuales, mismo que se puede llevar a cabo con poca purga o en ausencia de purga de lodo. El proceso Caníbal utiliza la combinación de tratamientos físicos y biológicos para reducir significativamente la cantidad de lodo procedente del tratamiento secundario (Johnson *et al.*, 2007, Johnson *et al.*, 2008 y Novak *et al.*, 2007).

La Figura 4, muestra la configuración del proceso Caníbal, el cual realiza primeramente una separación física con un tamiz ultrafino para la remoción de las partículas orgánicas inertes  $X_I$ , y posteriormente con un hidrociclón se separan y remueven las partículas de alta densidad  $X_{ISS}$ . La fracción  $X_P$  es reducida por una unidad de digestión hipóxica (UDH). Con este proceso, en vez de descargar lodos putrescibles que se habrán de tratar después, se tendría una descarga de lodo inerte en cantidad mucho menor, por ser residuos secos que provienen del tamiz y del hidrociclón (Johnson *et al.*, 2008).

La fracción  $X_I$  de las aguas residuales incluye material de fibras de celulosa, de productos de papel y cabello (Johnson *et al.*, 2008). La fracción  $X_{ISS}$  está formada por materiales semejantes a arenas y arcillas.

Uno de los procesos tomados en cuenta por el modelo ASM1 es la muerte de los microorganismos, el cual deja un residuo  $X_P$ .



**Figura 4** Proceso Canibal

Los componentes  $X_I$  (orgánico) y  $X_{ISS}$  (inorgánico) son sólidos inertes que llegan con el agua residual y que por su naturaleza terminan acumulándose en el lodo, mientras que la fracción  $X_S$  suele ser depreciada en comparación de la suma de los  $X_H$  y los  $X_A$  que forma la biomasa activa en el proceso. La acumulación de  $X_H$  y  $X_A$  en un proceso sin purga se puede evitar, al incrementar el decaimiento en una Unidad de Digestión Hipóxica (UDH), por lo que la reducción de estas 2 fracciones no representa un problema.

Algunos autores, han realizado investigaciones para probar este nuevo sistema para minimizar los lodos procedentes del proceso de lodo activado, así como los mecanismos de funcionamiento, siendo los autores más destacados Novak *et al.* (2007) y Johnson *et al.* (2007 y 2008).

Novak *et al.* (2007) realizaron un estudio en el laboratorio, utilizando dos reactores batch operados de forma secuencial, en donde uno de estos reactores se configuró con un sistema Caníbal y el otro con un sistema convencional de lodos activados. Con este trabajo, Novak *et al.* (2007) observaron que el proceso Caníbal genera menos de un 60% de sólidos en comparación con un sistema convencional de lodos activos, sin tener efectos negativos en la calidad de efluente.

Complementariamente, Johnson *et al.* (2007) mostraron que el proceso Caníbal podría ser configurado para remover también fósforo (hasta 0.3 mg/L de fósforo como calidad de efluente). Los métodos convencionales de eliminación de fósforo incluyen el uso de sales como el cloruro férrico y metales como el aluminio para precipitar y eliminar el orto- fosfato soluble (OP) y la eliminación biológica de fósforo. Realizaron un modelo basado en el ASM2d para la predicción del crecimiento de microorganismos con la acumulación de polifosfatos (PAO) en el reactor de intercambio en el proceso Caníbal.

Esencialmente, el proceso Caníbal se puede configurar como un sistema que es similar al sistema convencional de remoción de fósforo, donde el tanque de clarificación se utiliza para separar el líquido rico en fósforo del licor mezclado y en el cual el fósforo soluble se precipita en un sistema externo.

En el 2008, Johnson *et al.* propusieron una modificación del modelo estándar de ASM2d para reflejar los efectos de la reducción de los lodos biológicos en el proceso Caníbal. Fueron capaces de reflejar los aspectos esenciales de este sistema y proporcionar un mejor método cuantitativo para el diseño y cálculo del rendimiento de este tipo de sistemas.

Las principales modificaciones del modelo incluyen la separación de los productos microbianos ( $X_P$ ) y de la fracción particulada inerte ( $X_I$ ) que viene del efluente. Además incluyó un nuevo proceso en el modelo, para la hidrólisis anaeróbica de los  $X_P$  en  $X_S$ . Los resultados de la modelación presentados por Johnson *et al.*

(2008) fueron comparados y validados con los datos obtenidos de una amplia gama de aguas residuales y diversas condiciones de operación, del proceso Caníbal en campo.

Con estas modificaciones y la realización de una simulación del proceso Caníbal en una planta, Johnson *et al.* (2008) obtuvieron los resultados presentados en la Anexo 2, con lo cual observaron que los altos niveles de fósforo en el licor mezclado del sistema Caníbal se presentan siempre y que normalmente se encuentra presente en forma de fósforo soluble en el reactor de intercambio del licor mezclado.

### **1.5 MODELACIÓN DEL PROCESO CANÍBAL**

El modelo ASM1 fue publicado en 1987 para describir los procesos de transformación de la materia orgánica y del nitrógeno de las plantas de lodos activados, contemplando los dos principales grupos de microorganismos  $X_H$  para los heterótrofos y  $X_A$ , para los autótrofos, ambos expresados en DQO.

Los nuevos modelos derivados de la serie ASM1, 2 y 3 (Task Group, 1987,) han sido una herramienta fundamental para caracterizar cualitativamente y cuantitativamente la demanda química de oxígeno (DQO), nitrógeno (N) y fósforo (P) que se encuentran comúnmente presentes en las aguas residuales.

Giraldo *et al.* (2007) propusieron una forma simple de modelar la reducción de masa observada en un proceso Caníbal. Según estos autores, el coeficiente de decaimiento  $b_H$  se incrementaría hasta en un 60% mayor al habitual, lo cual observaron al utilizar un modelo simple basado en el enfoque de Metcalf y Eddy (2003) con una ecuación en régimen estacionario. Para su investigación, no utilizaron el ASM1 ni el ASM2d, por lo que su modelo desconoce lo que ocurre con los componentes  $X_P$ ,  $X_I$ , etc.

Johnson *et al.* (2007 y 2008) utilizaron el ASM2d como base para captar la reducción de masa en un proceso Caníbal. Para esto propusieron dos modificaciones en el ASM2d original: 1) separación de los  $X_P$  y de los  $X_I$  en la

matriz y 2) la introducción de un mecanismo adicional de hidrólisis en el que, los  $X_P$  que antes se tomaban como inertes ya son considerados como “biodegradables” en el ambiente del UDH. Utilizó el ASM2d por estar trabajando en una planta que remueve fósforo, pero a nivel de las plantas de México, se piensa que el modelo ASM1 sería también apto para implementar los mecanismos propuestos por estos autores.

## **1.6 ESTADO DEL ARTE: INVESTIGACIONES SOBRE LAS TECNOLOGÍAS PARA LA REDUCCIÓN DE LODO**

El proceso de oxidación en general es parte fundamental de los tratamientos biológicos, los cuales comúnmente son usados en el tratamiento de aguas residuales municipales e industriales. Esto se logra mediante el uso de poblaciones microbianas que reducen los contaminantes orgánicos. El exceso de biomasa generada requiere ser reducida después.

Wang *et al.* (2007), con un experimento piloto a escala realizado en un periodo de más de 9 meses, estudiaron la reducción de biomasa usando una separación de las fases biológicas. El reactor propuesto fue diseñado basado en la teoría de la cadena alimenticia, en donde las bacterias, protozoos y metazoos son los encargados de la degradación de la materia orgánica con lo que se puede reducir el exceso de biomasa generado en el tratamiento de aguas. Aplicando este modelo a un agua residual restaurantera, observaron que el coeficiente de rendimiento neto de la biomasa se redujo de 0.13 a 0.22 kg/kg (DQO/DQO), es decir un 50% por debajo del sistema convencional tomado como referencia en su estudio. Aparte de la baja producción de biomasa, este modelo pudo lograr una alta eficiencia de remoción de la DQO, además de mejorar la sedimentación de los sólidos biológicos en un tiempo de retención hidráulico de 6 a 13 horas.

Jones *et al.* (2009) estudiaron los métodos para estimar la digestión anaeróbica de los residuos de lodo activado, por medio de un reactor batch operado de forma secuencial y simulado en BioWin. La caracterización fue realizada por medio de respirometría, con lo cual se determinó la composición final del lodo en el modelo

anaeróbico. De esta manera, se pudo describir la digestión para largos tiempos de retención (por ejemplo más de 30 días), logrando la degradación de los productos del decaimiento endógeno en el lodo del reactor batch secuencial. Se observó que la concentración de los sólidos suspendidos en el sedimentador disminuyó a medida de que el SRT del reactor fue incrementando, y que las propiedades del lodo estaban cambiando en función del SRT.

Como estrategia de reducción de la masa de los lodos, el cambiar las condiciones ambientales en el lodo, aparentemente tiene un efecto importante. El UDH del proceso Caníbal, puede ser operada de forma aeróbica/anaeróbico y a menudo con simple digestor. Según Johnson *et al.* (2009), la idea de alternar aerobio/anaerobio se justifica por el hecho de que los productos biológicos del decaimiento son algunos componentes de las células que fueron protegidas de ciertas condiciones ambientales en su etapa de crecimiento. Para ello propone que todos los métodos de reducción de lodos biológicos, ya sea en el proceso de tratamiento secundario o en la digestión, incluyera secuencias de condiciones ambientales variables o alternas (pH, temperatura o la presencia de aceptores de electrones).

De igual manera, el tiempo de retención hidráulico en el reactor biológico de un sistema Caníbal y la tasa de intercambio (definida como la masa intercambiada entre el sistema de lodo activado y el UDH) son los dos parámetros operacionales más importantes para la optimización de este proceso. Easwaran *et al.* (2009) estudiaron el efecto del tiempo de retención hidráulico en el reactor biológico de intercambio de un proceso Caníbal, así como de la tasa de intercambio, en la destrucción de los sólidos de este sistema. Para diferentes tipos de retención en los reactores biológicos (5, 7 y 10 días), pudieron observar que 7 días es el periodo mínimo necesario para poder hacer funcionar el proceso Caníbal con una tasa de intercambio del 10% y lograr destrucción suficiente de los sólidos.

El pretratamiento del influente con la adición de coagulantes da como resultado una reducción significativa en el exceso de lodo biológico secundario, pero también ocasiona un incremento en la producción del lodo en el tratamiento

primario. Solubilizar el lodo de forma mecánica, química o térmica seguido por la recirculación del material solubilizado de regreso a la base del lodo activado, es una atractiva alternativa que fue evaluada en la literatura. Sin embargo, se debe de comparar, los costos de minimización del lodo versus el costo que implica la solubilización propuesta. Las últimas ideas para la minimización del lodo sugieren que es necesario minimizar el coeficiente de rendimiento por medio de otros metabolismos inhibidores.

Goel *et al.* (2009), realizaron una investigación para determinar la minimización de lodo que se logra con un proceso Caníbal operado a escala. Evaluaron también la posibilidad de combinar la minimización de lodo con la remoción biológica de fosforo. El proceso Caníbal fue operado en modo aeróbico- anaeróbico, en un reactor batch secuencial. El rendimiento estimado de la biomasa fue de 0.16 mg SSV/mg DQO, lo cual representa 16% a 33% de reducción en la producción de sólidos. Con respecto a la remoción biológica del fosforo se obtuvo solamente una eficiencia de 33%. No pudieron determinar el destino del fosforo.

El parámetro utilizado comúnmente para cuantificar el lodo activado es el contenido de sólidos suspendidos expresados en SST ó en SSV, pero los SSV no coinciden efectivamente con la biomasa bacteriana en el lodo activado, pues también incluyen los residuos producidos por la muerte de las bacterias y la lisis, así como material orgánico alimentado a través del influente de una planta de tratamiento. La biomasa bacteriana en el lodo activado (comúnmente llamada biomasa activa) es generalmente estimada por medio de cálculos teóricos, basados en el balance de masa del sustrato utilizando parámetros cinéticos y estequiométricos. Este enfoque tiene muchas limitaciones, por lo que recientemente se desarrollaron otras alternativas como la citometría de flujo fluorescente, la cual utiliza sondas moleculares para realizar una cuantificación rápida de células bacterianas activas o muertas. Puede contar hasta más de 1,000 células por segundo (1).

La tinción fluorescente directa sobre las bacterias en el lodo activado permite que se distingan los flóculos biológicos de los otros materiales particulados (orgánicos e inorgánicos).

Foladori *et al.* (2010-a), lograron cuantificar células bacterianas activas mediante la estimación del volumen de la biomasa biológica, usando la citometría de flujo fluorescente, aplicaron la técnica a muestras de diferentes procedencias en una planta de tratamiento de aguas residuales: influente, sedimentador, lodo activado y efluente, con lo cual pudieron entender algunos mecanismos de las bacterias en un proceso de lodo activado (crecimiento, muerte, etc.), así como obtener información adicional para el modelado del proceso biológico.

Para realizar un estudio de los procesos de reducción de lodo, Foladori *et al.* (2010-b) explican que estos procesos explotan los mecanismos de crecimiento y lisis, sin darle importancia a los daños ocasionados a la membrana de las células bacterianas, tal y como fue observado por ellos, por medio de la citometría de flujo fluorescente. Concluyeron que el principal daño ocasionado es la permeabilidad de la membrana de las células bacterianas presentes en un lodo activado y se genera la ruptura de esta al utilizar altos niveles de energía como ocurre en algunos tratamientos físico-mecánicos como la ozonificación. Al inyectarse niveles del orden de los 10 mgO<sub>3</sub>/g SST, el ozono causa la ruptura de la membrana.

La alternativa de condiciones aeróbicas - anaeróbicas es una tecnología nueva con la cual aparentemente se reduce el exceso de lodo activado. Se necesita determinar los parámetros óptimos de operación para minimizar la producción de lodo. Estos por lo general son el potencial de oxidación- reducción y el tiempo de retención hidráulico en los reactores aeróbicos y anaeróbicos (Sun *et al.*, 2010).

Sun *et al.* (2010) estudiaron este sistema aeróbico-anaeróbico en un reactor batch secuencial intercambiando el lodo entre ambos reactores, a una frecuencia de entre 1 a 4 veces por día. Cuando el lodo fue intercambiado en 1 vez/día, la reducción del exceso de lodo fue únicamente del 52.8%. Para el intercambio al tiempo 4 tiempos/día la reducción fue del 77.4% para la DQO<sub>T</sub>, los sólidos totales

y el total de sólidos volátiles en ambos reactores. La calidad final del lodo descargado de los dos sistemas fue similar, con lo anterior se pudo determinar que la frecuencia de los intercambios, juega un papel importante en la reducción del exceso de lodo al ser operado bajo condiciones aeróbicas-anaeróbicas alternadas.

Los digestores aeróbicos y anaeróbicos de lodos secundarios tienen como objetivo estabilizar la fracción de la biomasa heterótrofa ( $X_H$ ) de los lodos activados. La degradación de los sólidos es el parámetro más importante para evaluar la eficiencia en dichos procesos. Sin embargo, para lograr degradar las fracciones procedentes del decaimiento endógeno ( $X_P$ ), se deben utilizar condiciones alternadas aerobias/anaerobias.

Ramdani *et al.* (2010) determinaron, por medio de una prueba de 21 días en un reactor batch, la tasa de decaimiento endógeno en condiciones aeróbicas, monitoreando los sólidos suspendidos volátiles para determinar el efecto en la degradación de  $X_P$ . Las tasas de decaimiento de  $X_P$  que obtuvieron fueron de  $0.005\text{ d}^{-1}$  y  $0.0012\text{ d}^{-1}$ , respectivamente en condiciones hipóxicas y aerobias, con lo cual obtuvieron una degradabilidad del 68% de la fracción de  $X_P$  a un SRT de  $5.2\text{ d}^{-1}$ .

Tomei *et al.* (2011-a) evaluaron el modelo de una digestión secuencial (aerobica/anaeróbica) cuantificando sólidos volátiles, DQO, reducción de nitrógeno, producción de biogás, deshidratabilidad, contenido de proteínas y polisacáridos. Obtuvieron eficiencias del 32% en la fase anaeróbica para los sólidos volátiles y del 17% en la fase aeróbica, eficiencias del 29% para la DQO en fase anaeróbica y 21% en la fase aeróbica. En la fase aeróbica se observó cierta eficiencia en la remoción del nitrógeno al disminuir los contenidos del nitrógeno en el sobrenadante atribuido a la nitrificación y desnitrificación simultaneas. La producción de biogas se encontró en los límites reportados en la literatura para un tiempo de retención menor a 15 días. Con estos resultados se determinó que este modelo se puede utilizar dependiendo de los requerimientos de estabilización de lodo que se pretendan alcanzar.

La digestión en condiciones alternadas, constituye una de las mejoras potenciales que se tienen para lograr una mayor degradación de los biosólidos. Siguiendo esta línea de investigación, Tomei *et al.* (2010-b) utilizaron otra prueba con la digestión secuencial (aeróbico–anaeróbico), utilizando un lodo activado residual caracterizado por su mala digestibilidad. El proceso fue evaluado en términos de producción de biogas, sólidos volátiles y reducción de DQO, con lo cual se tuvieron eficiencias de remoción para los sólidos volátiles del 40% en la fase anaeróbica y una remoción adicional del 26% en la aeróbica. Para la remoción de la DQO, tuvieron eficiencias del 35% y 25% en las fases anaeróbicas y aeróbicas respectivamente. La producción de biogas fue de  $0.74 \pm 0.15$  m<sup>3</sup>/kg de sólidos volátiles destruidos.

La acumulación de arenas ( $X_{ISS}$ ) tiene gran impacto en los costos de diseño y operación de una planta de tratamiento de aguas residuales, ya que estos sólidos por ser no biodegradables, se acumulan en el sistema e incrementan los volúmenes requeridos de los reactores biológicos y el tamaño de las otras operaciones unitarias.

Para el caso de la remoción de estas arenas, Geoffrion-Mansour *et al.* (2009) mostraron, con una prueba de laboratorio, que se pueden separar de forma selectiva los  $X_{ISS}$  del lodo de una planta de tratamiento, utilizando un hidrociclón de laboratorio (13 mm de diámetro) observando que los valores de los sólidos suspendidos totales se redujeron de  $17 \pm 7\%$ , mientras que se obtuvieron eficiencias del  $9 \pm 6\%$  de sólidos suspendidos volátiles.

Un hidrociclón es generalmente una operación unitaria aplicada a la separación de arenas y fangos muy concentrados. Es un equipo de bajo costo, sin partes móviles, fácil de instalar y que requiere poco mantenimiento. El líquido que arrastra los sólidos entra por una boca a una cámara circular, conectada a un cono, cuyas paredes laterales forman un ángulo de 10 a 12°. Al adquirir el movimiento centrífugo las partículas sólidas van chocando contra las paredes y descienden después hasta el fondo, mientras el agua clarificada sale por una parte superior. El tamaño mínimo de partícula que se puede separar es proporcional a la

raíz cuadrada del diámetro del equipo, que oscila entre 10 y 750 mm (Rigola, 1989).

Por otro lado, la fibra de celulosa proveniente del papel de baño, forma la mayor fracción en la DQO de las aguas residuales municipales (Ruiken *et al.*, 2011). La implementación de un tamiz, para la remoción de esta fracción ( $X_i$ ) es una tecnología factible, además de ser económica. Los costos de tratamiento para el material tamizado son mucho más bajos que los de un tratamiento convencional.

Una ventaja adicional es que no hay problemas de acumulación y disposición final, ya que es una fracción relativamente inerte. La energía total consumida por una planta de tratamiento es en mayor parte debida a la aireación para la mezcla, suspensión y degradación de la fibra de celulosa, por lo que al utilizar un tamiz para la remoción de ésta, se reduce el costo de energía a un 50%, además de que el material tamizado es más fácil de deshidratar. Con esta información, Ruiken *et al.* (2011), por medio de un tamiz (mallas < 0.5 mm) removieron el papel de baño contenido en aguas residuales municipales, el cual fue alimentado del licor mixto, obteniendo una eficiencia de remoción del 50% sobre los sólidos suspendidos y 35% sobre la DQO. Al utilizar el tamiz de < 0.5 mm, pudieron remover al 100% las fibras de celulosa originadas por el papel de baño, lo que equivale a la fracción  $X_i$  presente en el licor mezclado de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales.

---

## **CAPITULO 2**

---

# **JUSTIFICACIÓN Y OBJETIVOS**

## 2.1 JUSTIFICACIÓN

El principio del tratamiento de aguas residuales consiste en la remoción de sólidos del agua, lo que ocasiona una alta producción de lodos.

Diferentes variantes del proceso de lodos activados derivados de modificaciones del tipo convencional, han sido desarrolladas para reducir significativamente la producción de lodo en la misma línea de tratamiento de las aguas, debido a que la alta generación de lodo es el principal inconveniente de este proceso y el tratamiento de los sólidos excedentes representa típicamente el 60% de los costos de operación de una planta de tratamiento de aguas residuales (Wei *et al.*, 2003).

Una de las últimas ideas que los investigadores tuvieron como alternativa para reducir la generación de lodo es básicamente remover por separado las fracciones  $X_P$ ,  $X_I$  y  $X_{ISS}$ , como en el proceso Caníbal.

Si bien hay más trabajos sobre los mecanismos de este proceso, hay pocas investigaciones que proponen un modelo dinámico para representar el proceso Caníbal. Uno de estos trabajos al respecto fue el modelo desarrollado por Johnson *et al.* (2008), el cual tuvo lugar en el contexto de un proyecto de remoción de fósforo, para lo cual se basó en el ASM2d, utilizando además, un programa casero no disponible, públicamente.

Por lo anterior, se tuvo la idea de investigar otras alternativas de métodos de simulación, con el interés de desarrollar un modelo para el proceso Caníbal, que se podría utilizar como herramienta para investigación y simulación de este proceso.

Los modelos en general, son útiles ya que permiten estudiar los procesos sin deber implementarlo forzosamente en una planta real.

En esta investigación, se propuso utilizar el ASM1 para simular el proceso Caníbal, aprovechando los mismos mecanismos de reducción de  $X_P$  propuestos por Johnson *et al.* (2008) cuando utilizaron el ASM2d, pero ahora se propone

implementarlo en el ASM1, utilizando un software comercial accesible y flexible como lo es AQUASIM.

## **2.2 HIPÓTESIS**

La integración de un modelo de cajas negras, para representar la remoción física del material particulado inerte ( $X_I$  y  $X_{ISS}$ ), y de una versión del modelo ASM1 modificado que supone la existencia de un proceso lento de hidrólisis de los  $X_P$  en la UDH, permitirá reproducir fielmente el comportamiento aparente del proceso Caníbal.

## **2.3 OBJETIVOS**

### **2.3.1 Objetivo general**

Desarrollar un modelo matemático capaz de simular e ilustrar el comportamiento aparente de un proceso modificado de lodo activado sin purga (operado con un  $\theta_c$  muy alto).

### **2.3.2 Objetivos particulares**

- 1) Ilustrar las funciones elementales que debe tener un proceso de baja producción de lodo con respecto a la remoción por parte de los diferentes tipos de fracciones.
- 2) Con un modelo ASM1 modificado, reproducir la pérdida de masa que se genera en un proceso Caníbal.
- 3) Ilustrar el comportamiento típico de un proceso Caníbal comparado con un proceso convencional de lodo activado.
- 4) Realizar un estudio de sensibilidad de los parámetros del modelo ASM1 modificado, implementando el proceso Caníbal en una planta hipotética.
- 5) Calibrar la versión del modelo ASM1 propuesto, utilizando los datos de una planta Caníbal publicada en la literatura (caso de Johnson *et al.*, 2008).

---

## **CAPITULO 3**

---

# **M E T O D O L O G Í A**

La elaboración de un modelo matemático que describa el comportamiento de un proceso de tratamiento de agua requiere una metodología ordenada.

Para la construcción del modelo, en esta investigación se utilizaron dos enfoques principales:

- Utilizando las ecuaciones generales de Metcalf y Eddy (2003) para lodos activados, con lo cual se ilustró como varia la concentración de los diferentes tipos de sólidos en el licor mezclado en función del tiempo de retención celular. Con esto, se mostró también como se comporta el sistema en caso de reducir o eliminar la purga.
- Modelación dinámica, implementando las mismas modificaciones realizadas al ASM2d por Johnson *et al.* (2008), pero ahora utilizando el ASM1. Este se utilizó para proponer un nuevo modelo que permita simular el proceso Caníbal.

La forma de implementar ambos enfoques se presenta en los siguientes apartados

### **3.1 ENFOQUE DE METCALF Y EDDY (2003)**

Giraldo *et al.* (2007) utilizaron este tipo de enfoque para representar el proceso de lodo activado y para expresar la concentración de lodo del licor mixto en función de  $\theta_c$ . Sin embargo, los tipos de ecuaciones que utilizaron en su momento fueron las de Metcalf y Eddy (1995), en el que el lodo solamente es expresado en términos de sólidos volátiles totales. En el presente trabajo, se utilizaron las ecuaciones de Metcalf y Eddy (2003), en las que ya se diferencian las fracciones del ASM1. Los cálculos se hacen para relacionar la cantidad de lodo y  $\theta_c$  para cualquier proceso convencional, pero al límite, muestran lo que ocurriría en un proceso sin purga (como lo pretende el Caníbal a  $\theta_c$  alto).

Con base al ASM1, la concentración total  $X_T$  de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (SSVLM) en un tanque de aireación es igual a la suma de  $X_S$ ,  $X_P$ ,  $X_H$ ,  $X_A$  y  $X_I$ . Aun habiendo nitrificación,  $X_S$  y  $X_A$  pueden considerarse despreciables,

quedando solamente  $X_P$ ,  $X_H$  y  $X_I$  que por balance son calculados en la Ecuación 1 de Metcalf y Eddy (2003):

$$X_T = \left(\frac{SRT}{\tau}\right) \left[ \frac{Y(S_o - S)}{1 + (k_d)SRT} \right] + (f_d)(k_d)(X_H)SRT + \frac{(X_{o,i})SRT}{\tau} \quad \text{Ecuación 1}$$

SSV	(A) Biomasa Heterotrófica $X_H$	(B) Células Muertas $X_P$	(C) Materia orgánica particulada del influente $X_I$
-----	--	------------------------------------	---

El valor de  $S$  que aparece en la Ecuación 1 se puede despreciar ( $=0$ ), o bien se puede calcular con la Ecuación 1'.

$$S = \frac{K_s[1 + k_d \times SRT]}{SRT [Y \times k - k_d] - 1} \quad \text{Ecuación 1'}$$

$X_T$  = Concentración total de sólidos suspendidos volátiles (SSV) en el tanque de aireación (g MLSSV/m<sup>3</sup>)

SRT = Tiempo de retención celular (días)

$\tau$  = Tiempo de retención hidráulico (días)

$Y$  = Coeficiente de rendimiento (g biomasa/g de sustrato consumido)

$S_o$  = Concentración de sustrato biodegradable en el influente (g DQO/m<sup>3</sup>)

$S$  = Concentración de sustrato biodegradable en el efluente (g DQO/m<sup>3</sup>)

$k_d$  = Constante de la tasa de respiración endógena (g SSV/g SSV•d)

$f_d$  = Fracción de biomasa que se transforma en productos inertes=0.2

$X_H$  = Concentración de biomasa heterótrofa (g/ m<sup>3</sup>)

$X_{o,i}$  = Concentración de SSV no biodegradable en el influente (g/ m<sup>3</sup>)

$k$  = Tasa específica máxima de consumo de sustrato (g SSV/g SSV•d)

$K_s$  = Coeficiente de saturación promedio para la biomasa heterotrófica (g DQO/m<sup>3</sup>)

El primer término (A) de la Ecuación 1 representa  $X_H$  que es la biomasa heterotrófica; (B) representan  $X_p$  que son las células muertas y (C) representa los SSV no biodegradables ( $X_i$ ) presentes en el efluente. La concentración total  $X_T$  expresada en SSV en el licor mezclado, así como  $X_H$ ,  $X_P$  y  $X_i$  se encuentran en función del tiempo de residencia celular (denotado SRT o  $\theta_c$ ). Cuando se tiene un  $\theta_c$  grande o en ausencia de purga,  $X_T$  va a ser muy grande, por lo que es de gran interés ilustrar la variabilidad de  $X_T$ ,  $X_H$ ,  $X_P$ , y  $X_i$ , en función de  $\theta_c$ . Para poder expresar esta ecuación en términos de sólidos suspendidos totales (SST) habrá que convertir los SSV en SST y añadir los ISS, que son los sólidos suspendidos inorgánicos que se encuentran presentes en el influente (SST-SSV de influente). Las constantes utilizadas en la ecuación fueron tomadas de Metcalf y Eddy (2003).

### 3.2 MODELACIÓN CON ASM1

En el modelo ASM1 original se tienen 13 componentes en total (7 disueltos y 6 de partículas) y 8 procesos (3 de crecimiento, 2 de decaimiento, 1 de amonificación y 2 de hidrólisis). Para representar el papel del digestor hipóxico, estos 8 procesos serán complementados con dos adicionales de hidrólisis, los cuales se muestran en la Tabla 1:

Tabla 1 Definición de los procesos adicionales de hidrólisis					
Proceso	$X_S$	$S_S$	$X_I$	$X_P$	Expresión de la tasa de reacción, $\rho_j$
9.- Hidrólisis de $X_S$ en el UDH	-1	1			$k_h \cdot \eta_{h,fer} \frac{X_S/X_H}{K_X + (X_S/X_H)} \left[ \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \cdot \frac{K_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] \cdot X_H$
10.- Hidrólisis $X_P$ en el UDH	1			-1	$k_{hP} \cdot \frac{X_P/X_H}{K_{XP} + (X_P/X_H)} \left[ \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_O} \cdot \frac{K_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] \cdot X_H$

La nomenclatura utilizada para el modelo (8 procesos del ASM1, más los procesos 9 y 10 de la Tabla 1) es en general la del modelo ASM1 (ver en Anexo 1).

Las tres nuevas constantes que aparecen en el modelo extendido en comparación con el ASM1, son los coeficientes de la hidrólisis en el medio hipoxico del UDH ( $\eta_{h,fer}$ ), así como los coeficientes de hidrólisis para  $X_p$  con las constantes  $k_{hp}$  y  $K_{XP}$ .

Por ser en un ambiente de fermentación (anaerobio), el proceso de hidrólisis de  $X_S$  en el UDH va a proceder con un factor de reducción de tasa ( $\eta_{h,fer}$ ) mucho más pequeño que lo que se tiene en el tanque de aireación.

Cabe mencionar que se considera que en el UDH,  $S_o$  es cercano a cero (hipóxico), por lo que se modela como si fuera anaerobio.

El proceso 9 es una adaptación que viene del modelo ASM2 (hidrólisis de  $X_S$  en medio anaerobio).

### **3.3 PLANTA HIPOTÉTICA A MODELAR**

Como base para probar el modelo propuesto, se utilizó la planta “Dulces Nombres” de Monterrey, Nuevo León, debido a que se tiene la información necesaria para simularla como un proceso Caníbal. Los flujos nominales y dimensiones de esta planta fueron tomados de un trabajo anterior (Espinosa-Rodríguez, 2010). Para el diseño de la unidad de digestión hipóxica (UDH), que hay que añadir virtualmente en la planta de Monterrey, se aplicaron los criterios de Johnson *et al.* (2008), el cual establece un  $\theta_c$  de 10 a 15 días en esta unidad y permiten fijar el volumen.

### **3.4 FRACCIONAMIENTO DE DQO DEL INFLUENTE**

Como parte práctica de esta investigación, se realizó un fraccionamiento de DQO en la Planta Toluca Norte, únicamente para fines demostrativos del trabajo exhaustivo que se hizo en la planta “Dulces Nombres”.

Para encontrar las fracciones de DQO, se tomaron 7 muestras en el influente, licor mezclado y efluente de la planta Toluca Norte, durante una semana (una por día en la mañana). Una vez obtenidas las muestras, se aplicó el método físico-químico de caracterización de la Fundación Holandesa de Investigación Aplicada al Agua (STOWA), (Roeleveld y Van Loosdrecht, 2002) el cual es explicado en el Anexo 3,

mismo que fue aplicado en su momento para la planta “Dulces Nombres” de Monterrey, Nuevo León.

Los resultados obtenidos en esta parte se muestran en la Tabla A-1 del Anexo 3 ya que como se mencionó se realizaron únicamente para aplicar y conocer el protocolo de STOWA. Los resultados obtenidos no fueron del todo congruentes, por lo que no se utilizaron finalmente en este trabajo.

### 3.5 ESTRATEGIA DE MODELACIÓN DE LA PURGA

En lugar de representar la purga como una corriente de sólidos (flujo y concentración) que abandona la planta, se tomó la opción de representarla como un “decimo proceso” que complementaria los nueve anteriores que ya fueron presentados. Al activar el “proceso de purga” en los tanques de aireación, se obtendría el mismo efecto de remoción de sólidos que en una purga convencional.

La definición del proceso 10 (purga) en matriz sería la siguiente:

- Componentes afectados  $X_j$ ,  $j$  variando  $X_A$ ,  $X_H$ ,  $X_I$ ,  $X_{ISS}$ ,  $X_P$ ,  $X_B$  y  $X_S$ .
- Coeficiente estequiométrico para cada componente  $X_j$  es  $-X_j$ , por ejemplo  $X_A$ :  $-X_A$ ,  $X_H$ :  $-X_H$ , etc.
- Tasa de reacción  $R = 1/\theta_c$ . Con fijar  $\theta_c$ , la purga se abre (15 días) o se cierra (150 días) (Fall, 2005).

### 3.6 IMPLEMENTACIÓN DEL MODELO A LA PLANTA HIPOTÉTICA

El software utilizado para la implementación del modelo fue AQUASIM (Reichert *et al.*, 1995), el cual es un programa muy utilizado en universidades y centros de investigación por la gran flexibilidad que muestra en la investigación y su interés didáctico en la docencia.

En AQUASIM, se implementó la configuración del sistema presentado en la Figura 5. Se tiene un sedimentador, el cual es representado como una unidad separadora de sustancias (bifurcación modelada con una cierta eficiencia de remoción de sólidos). El flujo que era recirculado, ahora fue enviado a tres secciones diferentes las cuales son: una parte del flujo fue recirculado directamente al tanque de



bifurcaciones, simulando lo que pasa en un modelo real. Lo primordial a calcular en esta simulación son los  $X_I$ ,  $X_S$ ,  $X_P$ ,  $ISS$ ,  $X_H$  y  $X_A$  en cada uno de los compartimentos, en particular de los tanques de licor mezclado en la planta.

### **3.7 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DEL MODELO PROPUESTO**

Con AQUASIM se realizó un análisis de sensibilidad para determinar el efecto relativo de cada parámetro con respecto a las variaciones que se puedan dar durante el proceso, principalmente para evaluar el comportamiento de las tres nuevas constantes de hidrólisis.

### **3.8 APLICACIÓN DEL MODELO DESARROLLADO EN AQUASIM PARA SIMULAR Y CALIBRAR LA PLANTA DE JOHNSON *et al.* (2008)**

Gracias al trabajo de Johnson *et al.* (2008), se reportan en la literatura, datos de una planta Caníbal (Anexo 2), mismos que fueron tomados como base para probar el nuevo modelo propuesto con base en el ASM1 y simulado en AQUASIM. La idea es mostrar que el nuevo modelo es capaz de simular adecuadamente el desempeño de una planta Caníbal.

Primero se adaptó y se implementó en AQUASIM el diagrama de flujo de la Figura 6 de la planta de Johnson *et al.* (2008), donde se tienen cuatro tanques de aireación, los dos primeros en condiciones de anoxia (denotados como R1 y R2) y dos en condiciones aeróbicas (denotados como R3 y R4). Del último reactor anaeróbico, se tiene un caudal de recirculación interna de licor mixto de 29,337 m<sup>3</sup>/s y un caudal de recirculación de lodo concentrado de 5,867 m<sup>3</sup>/s.

El diagrama presentado en la Figura 6, se realizó con la finalidad de proponer un nuevo modelo para ser implementado en ASM1 y comprobar si los datos simulados anteriormente con el ASM2d por el autor citado, son los mismos a los que se puede llegar ahora con la simulación realizada en AQUASIM.

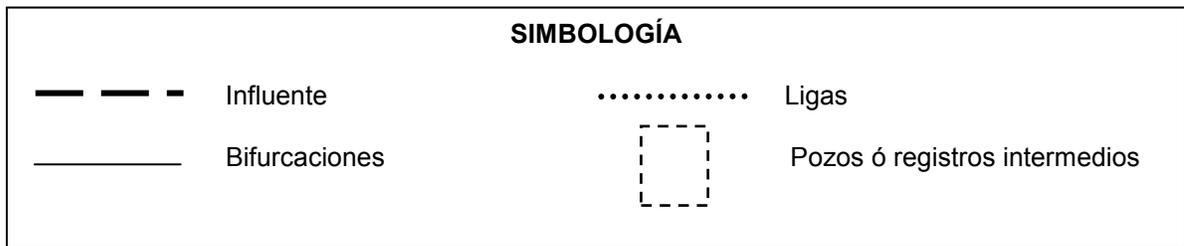
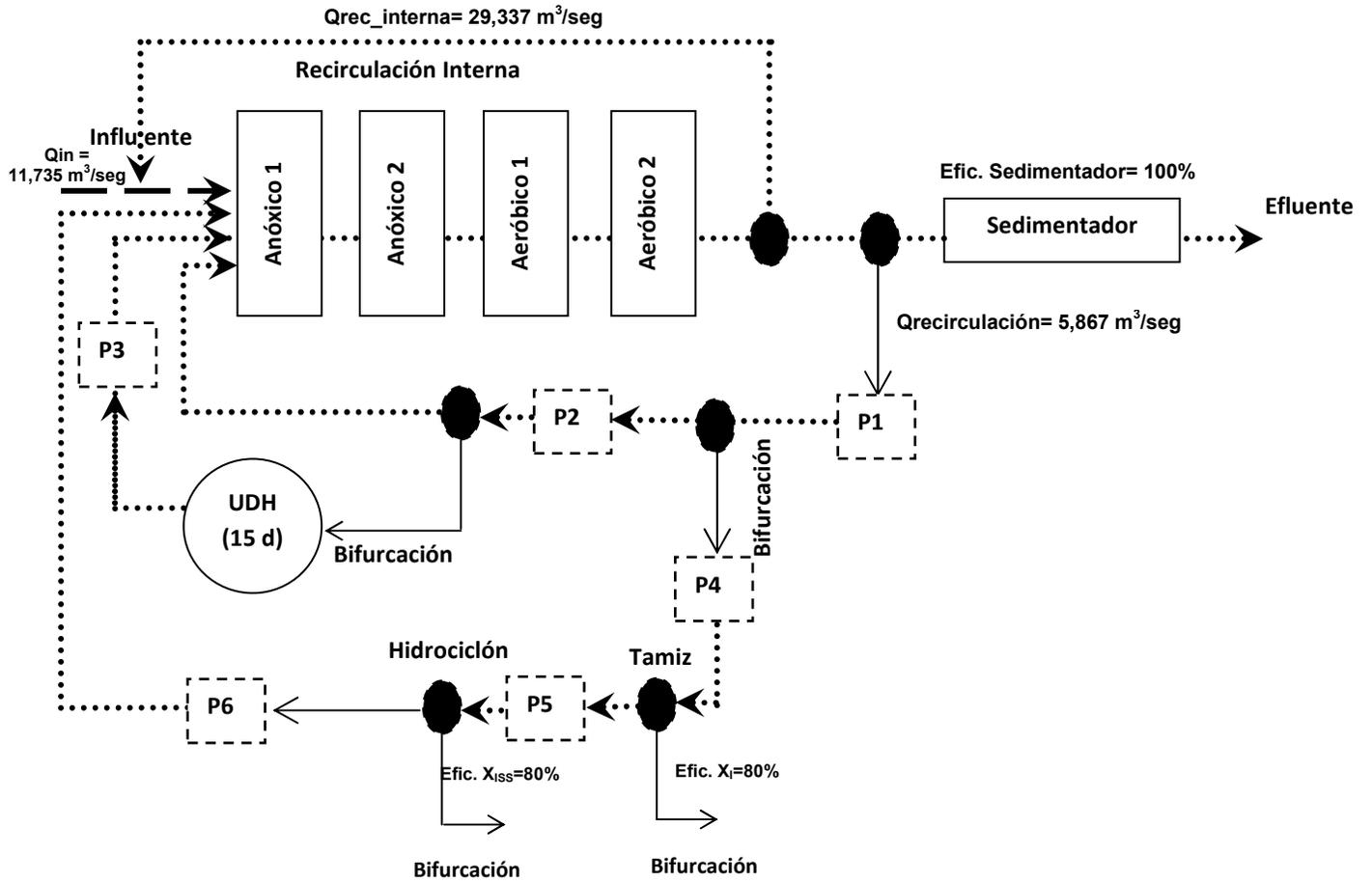


Figura 6 Configuración en AQUASIM de la planta Canibal descrita por Johnson et al. (2008)

---

# **CAPITULO 4**

---

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

#### 4.1 INVENTARIO Y PRESENTACIÓN DE LOS PROGRAMAS REALIZADOS EN AQUASIM

En esta investigación, lo más importante fue la elaboración de los programas realizados en AQUASIM, ya que con estos se pudo ilustrar un proceso de lodo activado convencional así como un proceso Caníbal para la planta “Dulces Nombres” y la planta reportada en el trabajo de Johnson *et al.* (2008).

Se realizaron en total tres programas diferentes los cuales se desarrollaron de la siguiente manera:

1) Programa de un proceso de lodo activado convencional (Anexo 5 en Disco “Listado del programa en AQUASIM de un sistema de lodos activados convencional”), con el cual se simuló un sistema de lodo activado a diferentes  $\theta_c$  (15, 150 y 200 días) para expresar el comportamiento de las diferentes fracciones particuladas del lodo en función de  $\theta_c$ .

2) Programa de un proceso Caníbal para la planta “Dulces Nombres”, en el cual se realizó también el análisis de sensibilidad (Anexo 6 en Disco “Listado del programa en AQUASIM de un proceso Caníbal (Análisis de sensibilidad)”), con lo cual se pudo representar un proceso Caníbal en AQUASIM con las modificaciones de los procesos del modelo realizadas por Johnson *et al.*, 2008 (quien usó el ASM2d implementado en un software casero no disponible) y el respectivo análisis de sensibilidad para evaluar los parámetros cinéticos y estequiométricos que influyen en las diferentes fracciones del lodo (principalmente  $X_P$ ,  $X_I$ ,  $X_{ISS}$ ). El análisis de sensibilidad realizado permitió desarrollar una estrategia general de calibración para las actividades siguientes de la investigación.

3) Programa del proceso Caníbal para la planta reportada por Johnson *et al.* (2008), que en su momento fue realizada en ASM2d pero, que ahora se realizó con ASM1 (Anexo 7 en Disco “Listado del programa en AQUASIM modelo de Johnson *et al.* (2008)”). El diagrama de flujo de la planta fue reprogramado en

AQUASIM y se realizó la calibración del nuevo modelo propuesto para demostrar que es capaz de representar bien los procesos Caníbal, igual que el ASM2d.

En cada uno de los listados de los programas, se puede observar que la primera parte es la declaración de cada uno de las variables a calcular (variables de estado), y de las constantes del modelo. Esos últimos son los coeficientes cinéticos y estequiométricos utilizados en cada una de las tasas de reacción presentadas en cada uno de los procesos del ASM1 y de los dos nuevos procesos integrados. Estas constantes son descritas en la siguiente parte de cada programa. Después continuamos con la descripción de los reactores; aquí es donde se marcan todos los datos de entrada de la planta para que el proceso que se quiere realizar pueda ser simulado. Las diferentes distribuciones se representan por uniones que reciban el nombre de ligas. Es importante mencionar que aunque una simulación prácticamente arroja resultados confiables, si hay errores de lógica, declaración de variables incorrecta o mala estructura, los resultados serán incongruentes debido al mal diseño y estructura del modelo simulado.

## **4.2 PROCESO CONVENCIONAL: RELACIÓN ENTRE LA CONCENTRACIÓN DE LICOR MEZCLADO Y $\theta_c$**

### **4.2.1 Datos de la planta de referencia**

Para la realización de la primera etapa de esta investigación, se tomó como referencia el caso de la planta de tratamiento “Dulces Nombres” de Monterrey (Nuevo León); la cual ha sido caracterizada en investigaciones anteriores (Espinosa-Rodríguez, 2010).

Esta planta trabaja con un proceso de lodos activados convencional, del cual las características nominales de la línea llamada R5 (denotada a que esta es la línea que se está tomando de la planta “Dulces Nombres” de todo su diagrama general) se muestran en la Tabla 2.

<b>Tabla 2</b> Características nominales ("Linea R5")			
<b>Parámetro</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Caudal de entrada	$Q_{in}$	49,000	m <sup>3</sup> /día
Caudal de recirculación	$Q_{rec}$	54,864	m <sup>3</sup> /día
Temperatura	T	23.9	°C
Edad de lodo	$\theta_c$	14.86	días
Volumen del reactor	$V_{Reactor}$	19,120	m <sup>3</sup>
Volumen del sedimentador	$V_{Sedimentador}$	3,398	m <sup>3</sup>

De igual forma las concentraciones de entrada se muestran en la Tabla 3.

<b>Tabla 3</b> Concentraciones de entrada			
<b>Componente</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Materia orgánica inerte soluble	$S_i$	33.1	g DQO/ m <sup>3</sup>
Materia orgánica rápidamente biodegradable	$S_s$	217.8	g DQO/ m <sup>3</sup>
Materia orgánica inerte en forma particulada	$X_i$	12.05	g DQO/ m <sup>3</sup>
Materia orgánica lentamente biodegradable	$X_s$	229	g DQO/ m <sup>3</sup>
Biomasa heterótrofa activa	$X_{B,H}$	0	g DQO/ m <sup>3</sup>
Biomasa autótrofa activa	$X_{B,A}$	0	g DQO/ m <sup>3</sup>
Productos particulados inertes procedentes del decaimiento	$X_p$	0	g DQO/ m <sup>3</sup>
Oxígeno disuelto	$S_o$	0	g DQO/ m <sup>3</sup>
Nitrógeno en nitratos y nitritos	$S_{NO}$	0	g N/ m <sup>3</sup>
Nitrógeno N $NH_4^+$ +N $NH_3$	$S_{NH}$	38.7	g N/ m <sup>3</sup>
Nitrógeno orgánico soluble biodegradable	$S_{ND}$	2.47	g N/ m <sup>3</sup>
Nitrógeno orgánico particulado biodegradable	$X_{ND}$	8.6	g N/ m <sup>3</sup>
Alcalinidad	$S_{ALK}$	7.98	mol/m <sup>3</sup>
Material inerte inorgánico	$I_{SS}$	25	g/ m <sup>3</sup>

La Tabla 3 se utilizará como tal cuando el modelo se basa en ASM1. Cuando se utiliza el enfoque de Metcalf y Eddy (2003), la Ecuación 1 se emplea con el sustrato total notado como SO (no se debe confundir con  $S_o$  que significa oxígeno disuelto en la Tabla 4 para ASM1). SO de Metcalf se calcula como la suma de  $S_s$  y  $X_s$  dando como resultado 446.8 mg/L. El valor del sustrato (S) a la salida se desprecia y  $X_{o,i}$  es igual a  $X_i$  de la Tabla 4 cuyo valor es igual a 12.05 mg/L.

#### 4.2.2 Resultados de Metcalf y Eddy (2003)

La Ecuación 1 de Metcalf y Eddy (2003) se implementó en Excel para obtener las concentraciones en el licor mezclado de  $X_H$ ,  $X_P$ ,  $X_{ISS}$  y su total  $X_T$ , con base en las características nominales de la planta mostrada en la Tabla 3.

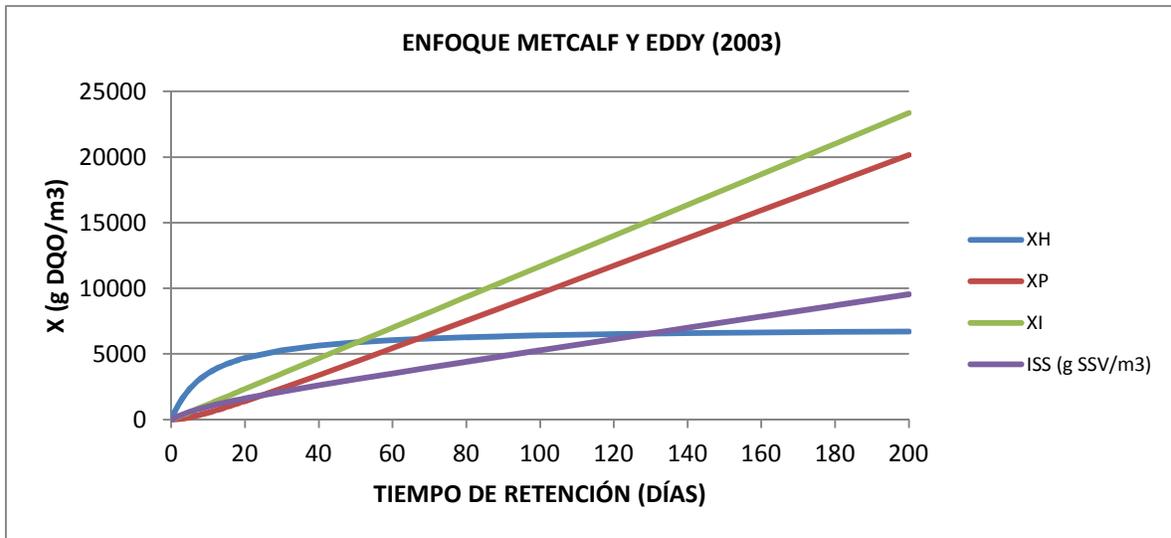
Los parámetros cinéticos utilizados en esta ecuación fueron los valores típicos de Metcalf y Eddy (2003), mismos que se muestran en la Tabla 4.

**Tabla 4** Coeficientes cinéticos utilizados para el proceso de lodo activado para la remoción de materia orgánica de aguas residuales domesticas. (Metcalf y Eddy, 2003)

Coeficiente		Unidad	Valor a 20°C	
			Rango	Típico
Tasa máxima específica de utilización de sustrato	k	g DQO/g SSV*d	2-10	5
Coeficiente de rendimiento	Y	g SSV/g DQO	0.3-0.6	0.4
		g SSV/g DBO	0.4-0.8	0.6
Velocidad específica de utilización de sustrato	ks	g DQO/m <sup>3</sup>	10-60	40
		g DBO/m <sup>3</sup>	25-100	60
Coeficiente de la tasa de respiración endógena	kd	g SSV/ gSSV*d	0.06-0.15	0.10
Fraccion de biomasa transformada en X <sub>p</sub>	fd		-	0.2

Las simulaciones se hicieron para una temperatura de 20°C, a diferentes tiempos de retención celular ( $\theta_c$ ).

Los resultados obtenidos son mostrados en el Anexo 4 y son resumidos en la Figura 7 en función  $\theta_c$  ó SRT (tiempo de retención celular). Se observa que la concentración de los  $X_H$  alcanza una meseta (equilibrio) y que puede ser controlado en determinado momento, mientras que los  $X_P$ ,  $X_I$  y  $X_{ISS}$ , siguen acumulándose en el reactor cuando se incrementa el SRT. La fracción  $X_I$  de las aguas residuales incluye material de fibras de celulosa de productos de papel y cabello, mientras que  $X_P$  son los productos del decaimiento celular. La fracción  $X_{ISS}$  se encuentra en forma de materiales semejantes a arenas y arcillas (no tiene SSV, ni DQO), pero debe contabilizarse en el lodo.



**Figura 7** Enfoque de Metcalf y Eddy (2003) que muestra los valores de  $X_H$ ,  $X_P$ ,  $X_I$  y ISS en función de SRT, expresados en SSV, a excepción de ISS el cual se expresa en SST.

Para poder incorporar la materia inorgánica (ISS), la Ecuación 1 que se encuentra expresada en SSV debe ser convertida a SST, por lo que es necesario utilizar un factor de conversión (denotado como  $i_{vt}$ ).

El  $i_{vt}$  expresa la relación entre los SSV y los SST de los lodos, mismo que fue determinado (Espinosa-Rodríguez, 2010), cuyo valor fue de 0.77, para el caso de la planta de tratamiento en estudio. La Ecuación 1 quedaría modificada con este valor como se presenta en la Ecuación 2.

$$X_{T \text{ en SST}} = \frac{A}{i_{vt}} + \frac{B}{i_{vt}} + \frac{C}{i_{vt}} \quad \text{Ecuación 2}$$

Donde:

$$i_{vt} = \text{Factor de conversión de SSV a su valor equivalente en SST (0.77)}$$

Con las Ecuaciones 1 y 2 expresadas en SSV y SST respectivamente se podrían determinar los ISS por la diferencia, como se representa en la Ecuación 3.

$$ISS = SST - SSV \quad \text{Ecuación 3}$$

De esta forma se calculó ISS para poder incorporarlos en la Figura 7.

Ahora, para los cálculos que se realizaron en AQUASIM, se necesita otro factor de conversión, ya que los resultados primarios del modelo son en términos de DQO.

Se requieren que las dos series de resultados (Excel y AQUASIM) se expresen en los mismos términos (DQO) para poder compararlos.

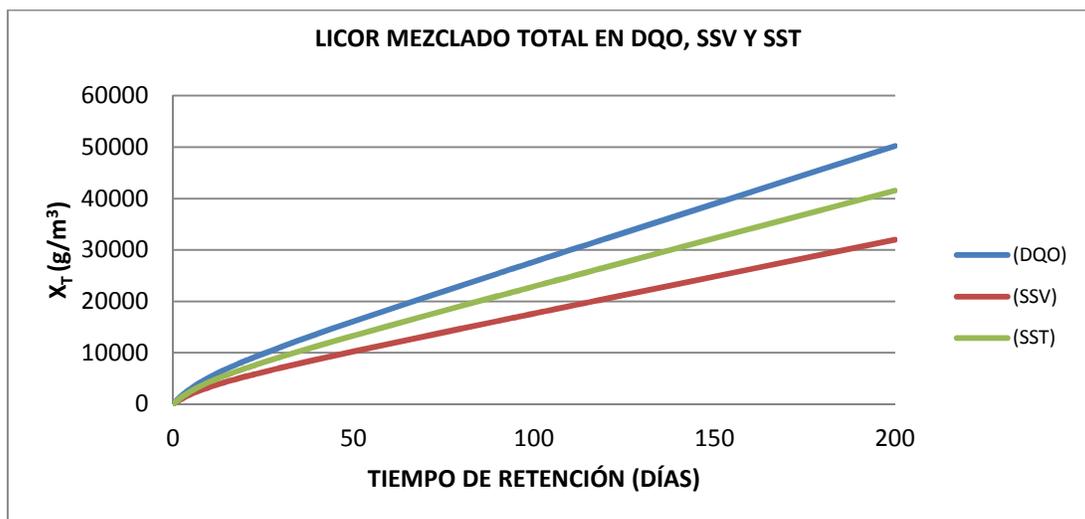
Es necesario usar un factor que pueda expresar la Ecuación 1 en términos de DQO, por lo que para que quede expresado en esta forma, se utilizó el factor de conversión (denotado como  $i_{qv}$ ), cuyo valor ideal es 1.42 (Metcalf y Eddy 2003) para  $X_H$  y  $X_P$ ; pero se sabe que no todo el lodo es sólo biomasa, por lo que en el caso de la planta “Dulces Nombres”, con realizar una prueba de DQO en el lodo, se pudo obtener el valor real del  $i_{qv}$ , igual a 1.57. Se incorporó este factor a cada término de la ecuación (multiplicando), como se presenta en la Ecuación 4.

$$X_{T \text{ en DQO}} = (A * i_{qv}) + (B * i_{qv}) + (C * i_{qv}) \quad \text{Ecuación 4}$$

Donde:

$$i_{qv} = \text{Factor de conversión de SSV a su valor equivalente en DQO, (1.57)}$$

Finalmente con los resultados obtenidos de las conversiones anteriores es posible calcular las concentraciones del licor mixto (total de lodo  $X_T$ ), que sean expresadas en SSV, SST ó DQO. Los resultados obtenidos se muestran en el Anexo 4.1 y 4.2 y son resumidos en la Figura 8.



**Figura 8** Relación entre la concentración de licor mixto y  $\theta_c$  ( $X_T$  en DQO, SSV y SST).

Esta gráfica es importante ya que muestra que al tener un  $\theta_c$  mayor superior a los 30 días, el licor mixto alcanzaría valores típicamente imprácticos ( $>6000 \text{ g/m}^3 \text{ SST}$ ) para un proceso de lodo activado convencional lo cual es insostenible, a menos que se busque una manera de reducir selectivamente los componentes que causan la acumulación ( $X_I$ ,  $X_P$  y  $X_{ISS}$ ).

De esta forma, se puede observar el papel que tendrá un proceso de tipo Caníbal, con usar un tamiz para limitar  $X_I$ , un hidrociclón para limitar  $X_{ISS}$  y montar un UDH para controlar y reducir  $X_P$ .

#### **4.2.3 Modelación con ASM1 en AQUASIM (efecto de $\theta_c$ en la concentración)**

A diferencia del enfoque clásico presentado en Metcalf y Eddy (2003), la modelación en AQUASIM únicamente requiere conocer las condiciones de entrada y condiciones iniciales en el proceso para poder calcular las variables que se desean, en el caso  $X_H$ ,  $X_P$  y  $X_I$ , en DQO que son la parte orgánica en el licor mezclado, así como, la materia inorgánica que es expresada como  $X_{ISS}$  (en SST).

Por otro lado, al igual que Metcalf y Eddy (2003), ASM1 también utiliza sus propios coeficientes y parámetros cinéticos que se necesitan para representar el proceso de lodo activado. Los valores de los parámetros utilizados (Tabla 5) son los valores por default (Task Group; 1987). Hay coeficientes cinéticos y estequiométricos que se utilizan en ambos modelos pero que tienen un valor diferente. Un ejemplo que se puede citar es el valor y unidades del coeficiente de rendimiento, ya que en el enfoque de Metcalf y Eddy (2003), su valor es de 0.4 expresado en mg SSV por mg de DQO consumido, mientras que para ASM1 su valor es de 0.67 expresado en mg de DQO celular por mg de DQO sustrato.

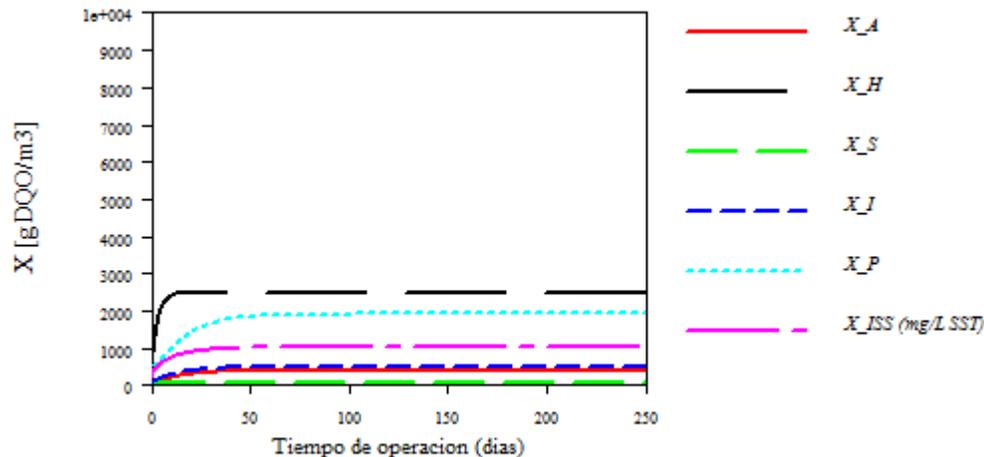
<b>Tabla 5</b> Parámetros estequiométricos y cinéticos en ASM1 utilizados para el proceso de lodo activado para la remoción de materia orgánica de aguas residuales domesticas (Task Group, 1987).			
<b>Parámetros Estequiométricos</b>		<b>Unidad</b>	<b>Valor a 20° C</b>
Rendimiento de los heterótrofos	$Y_H$	g células formadas DQO/ g N oxidado	0.67
Rendimiento de los autótrofos	$Y_A$	g células formadas DQO/ g DQO oxidado	0.24
Fracción de biomasa que se transforma en productos inertes	$f_p$	adimensional	0.08
Masa de N por unidad de masa de biomasa en DQO	$i_{XB}$	g N/g DQO en biomasa	0.086
Masa de N por unidad de masa de productos residuales en DQO	$i_{XP}$	g N/g DQO en masa endógena	0.06
<b>Parámetros Cinéticos</b>		<b>Unidad</b>	<b>Valor a 20° C</b>
Crecimiento y decaimiento de heterótrofos	$\mu_{H, max}$	1/día	6.0
	$K_S$	g DQO/m <sup>3</sup>	20.0
	$K_{O,H}$	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0.20
	$K_{NO}$	g NO <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup>	0.50
	$b_H$	1/día	0.62
Factor de corrección para el crecimiento de autótrofos en medio anóxico	$\eta_g$	adimensional	0.8
Factor de corrección para la hidrólisis en medio anóxico	$\eta_h$	adimensional	0.4
Hidrolisis	$k_h$	g DQO lentamente biodegradable (g células DQO* días) <sup>-1</sup>	3
	$K_X$	g DQO lentamente biodegradable (g células DQO) <sup>-1</sup>	0.03
Crecimiento y decaimiento de autótrofos	$\mu_{A, max}$	1/día	0.8
	$K_{NH}$	g NH <sub>3</sub> -N/m <sup>3</sup>	1.0
	$K_{O,A}$	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0.4
	$b_A$	1/día	0.15
Amonificación	$K_a$	m <sup>3</sup> *DQO (g*días) <sup>-1</sup>	0.04

La modelación en AQUASIM de la planta de referencia fue realizada con los datos de la Tabla 3, para calcular las diferentes fracciones de  $X_H$ ,  $X_P$ ,  $X_I$ ,  $X_A$  y  $X_{ISS}$ . El listado del programa escrito se muestra en el Anexo 5 (ver disco). Los resultados que muestra AQUASIM son presentados en unidades de DQO, por lo que es necesario agregar los factores de  $i_{qv}$  (1.57) e  $i_{vt}$  (0.77) para convertir de DQO a SSV y de SSV a SST, respectivamente y así poder realizar una comparación con los resultados que muestra Metcalf y Eddy (2003).

AQUASIM muestra una serie de resultados para cada SRT que se especifique, por ejemplo de 15 días. Luego se puede variar el SRT en un amplio rango y reportar los resultados de cada corrida, lo que permite desarrollar las curvas de  $X$  en función de SRT que se compararían con las de Excel.

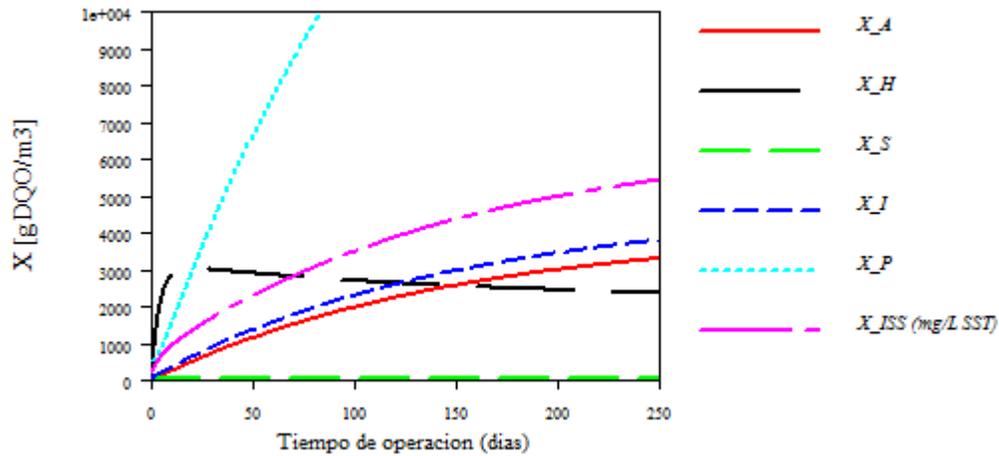
Así, para los diferentes SRT, se puede observar el cambio que hubo en cada una de las fracciones del licor mezclado y su total.

En la Figura 9 se muestran los resultados obtenidos a un SRT de 15 días, para las diferentes fracciones del licor mezclado en donde se puede observar que los valores se encuentran en los rangos de operación típicos ( $X_H = 2460 \text{ g/m}^3 \text{ DQO}$ ;  $X_P = 1905 \text{ g/m}^3 \text{ DQO}$ ;  $X_I = 515.9 \text{ g/m}^3 \text{ DQO}$  y  $X_{ISS} = 1012 \text{ mg/L SST}$ ).



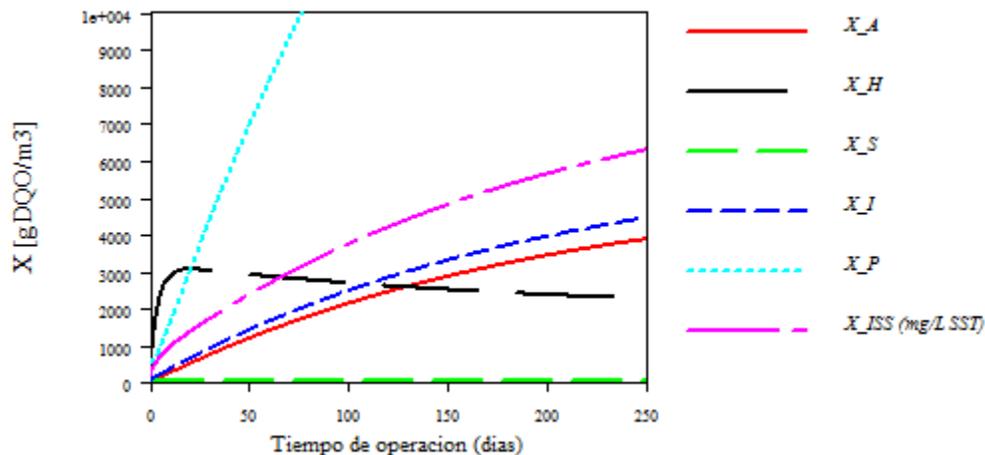
**Figura 9** Modelación en AQUASIM que muestra los valores de  $X_H$ ,  $X_P$ ,  $X_I$  y  $X_{ISS}$  en el tanque de aireación a un SRT de 15 días, expresados en DQO, a excepción de  $X_{ISS}$  el cual se expresa en SST.

Para hacer una comparación visual sobre qué pasaría en la modelación dinámica se cambió el valor de SRT. En la Figura 10 se muestran los resultados de las diferentes fracciones particuladas a un SRT de 150 días, en donde se puede observar a diferencia de la Figura 9, que el valor de  $X_P$  se incrementa al rango típico de  $3000 \text{ g DQO/m}^3$ , al igual que  $X_I$  y  $X_{ISS}$ .



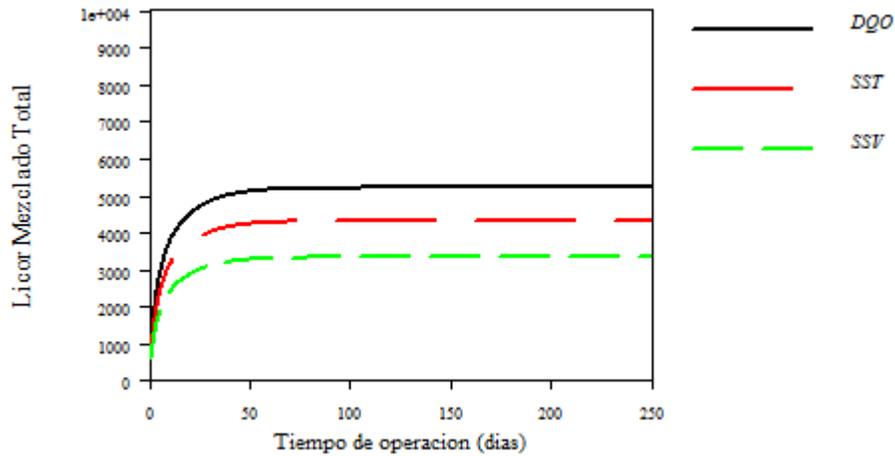
**Figura 10** Modelación en AQUASIM que muestra los valores de  $X_H$ ,  $X_P$ ,  $X_I$  y  $X_{ISS}$  en el tanque de aireación a un SRT de 150 días, expresados en DQO, a excepción de  $X_{ISS}$  el cual se expresa en SST.

De igual manera, al hacer una comparación de los valores cuando se opera un proceso de lodo activado a SRT de 200 días, se obtuvieron los resultados que se muestran en la Figura 11, en la cual se observa que  $X_I$ ,  $X_P$  y  $X_{ISS}$  representan un gran problema al encontrarse en rangos superiores de  $4000 \text{ g DQO/m}^3$ , los cuales son valores inoperables en la realidad.



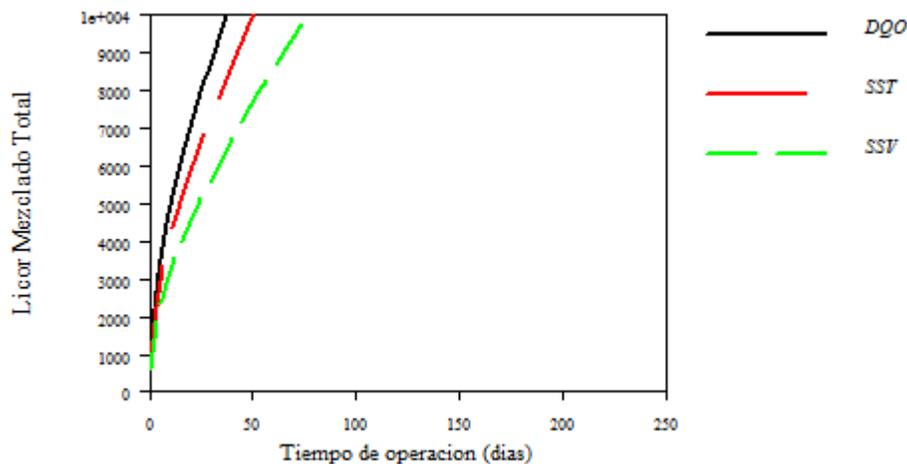
**Figura 11** Modelación en AQUASIM que muestra los valores de  $X_H$ ,  $X_P$ ,  $X_I$  y  $X_{ISS}$  en el tanque de aireación a SRT de 200 días, expresados en DQO, a excepción de  $X_{ISS}$  el cual se expresa en SST.

Con respecto a la suma de las fracciones, los valores de  $X_T$  en DQO, SSV y SST, que serían alcanzados se muestran en la Figura 12 para un SRT de 15 días.

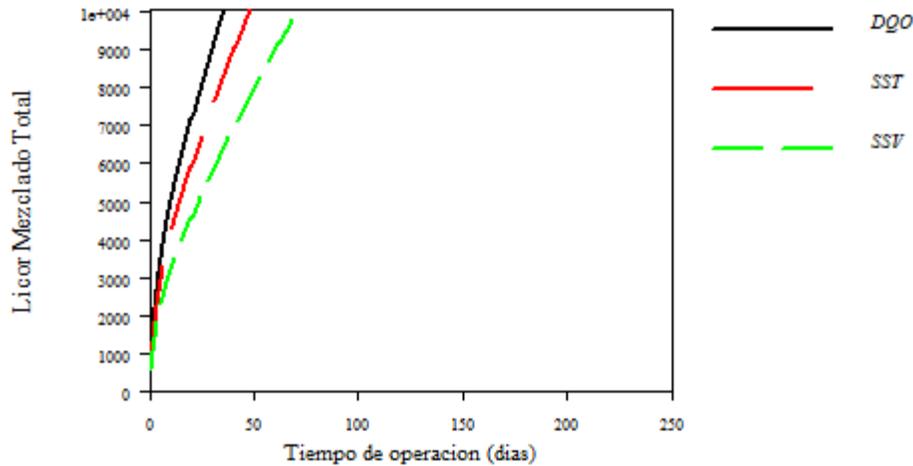


**Figura 12** Modelación de ASM1 con AQUASIM que muestra los valores del licor mezclado expresado en DQO, SSV Y SST a un SRT de 15 días.

Si es que los valores alcanzados por  $X_T$  a 15 días de SRT son factibles y sustentables, no es el caso de los niveles alcanzados con trabajar casi sin purga es decir a SRT de 150 ó más de 200 días, tal y como se muestra en las Figuras 13 y 14 respectivamente, en donde se puede observar que los valores del licor mezclado van incrementándose en gran cantidad, tal que no alcanzan el equilibrio.

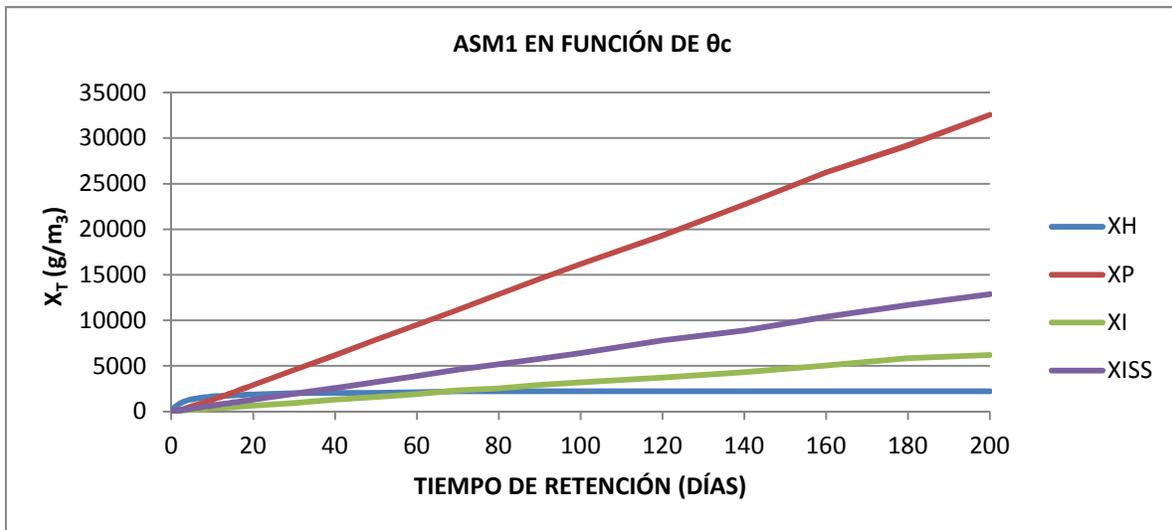


**Figura 13** Modelación de ASM1 con AQUASIM que muestra los valores del licor mezclado expresado en DQO, SSV Y SST a un SRT de 150 días.

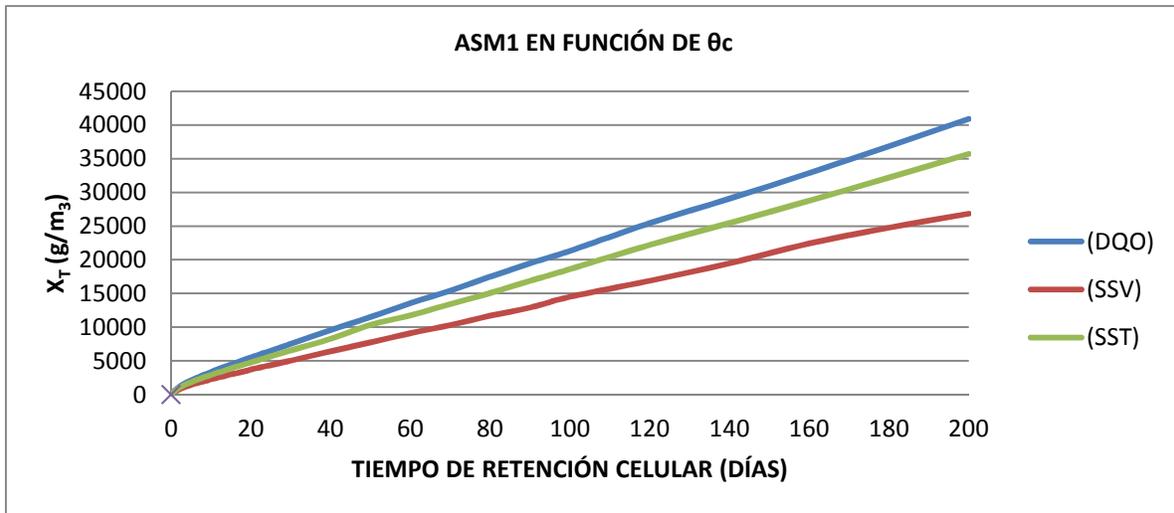


**Figura 14** Modelación de ASM1 con AQUASIM que muestra los valores del licor mezclado expresado en DQO, SSV Y SST a un SRT de 200 días.

Para fines prácticos, se realizó una recolección de datos de las simulaciones anteriores para representar las mismas gráficas de concentraciones de sólidos, como las que ya fueron utilizadas con el método Excel- Metcalf y Eddy (2003). Estas gráficas ilustran la variación de los sólidos en el licor mixto en función del SRT (Figuras 15 y 16).



**Figura 15** Modelación en AQUASIM que muestra los valores de  $X_H$ ,  $X_P$ ,  $X_I$  y  $X_{ISS}$  en función de SRT, expresados en DQO, a excepción de  $X_{ISS}$  el cual se expresa en SSV.



**Figura 16** Valores de  $X_T$  expresados en DQO, SSV y SST obtenidos en AQUASIM

Finalmente, se pudo observar que aún sin establecer equivalencias entre los parámetros cinéticos y estequiométricos en ambos modelos, y en los dos casos que los diferentes componentes del lodo tienden a acumularse en el reactor (alto SRT).

El comportamiento observado a partir de las simulaciones con AQUASIM es similar a lo que fue reportado anteriormente, utilizando el método de Metcalf y Eddy (2003) en Excel. Es decir que:

- 1) Mientras que  $\theta_c$  no sea mayor a los 20-30 días, es factible hacer funcionar el proceso sin exceder los límites recomendables de lodo en el licor mixto ( $<5000 \text{ g SST}/\text{m}^3$ ).
- 2) Un proceso sin ó con purga ( $\theta_c > 100$  días) necesitaría una forma de eliminar y controlar la acumulación de los  $X_I$ ,  $X_P$  y  $X_{ISS}$  que es lo que se propone con el procesp Caníbal con la implementación de un tamiz para remover  $X_I$ , hidrociclón para  $X_{ISS}$  y UDH para  $X_P$  lo que se estudia en la siguiente sección.

### **4.3 PROCESO CANÍBAL PLANTA “DULCES NOMBRES”**

#### **4.3.1 Simulación del proceso Caníbal**

Como ya se ha demostrado, cuando un proceso de lodos activados convencional es operado a elevado  $\theta_c$ , el lodo va a acumularse en los tanques de aireación a niveles no sostenibles ( $>5000$  mg/L). Por lo cual se propone el diagrama de la Figura 5 mostrado en el capítulo anterior para simular el proceso Caníbal en ASM1 con AQUASIM, mismo que se realizó en dos etapas. Se tomó como referencia la misma planta “Dulces Nombres” modificada virtualmente con un proceso Caníbal.

Al proceso de lodos activados convencional, se le integraron dos etapas: la primera etapa llamada física y la segunda UDH.

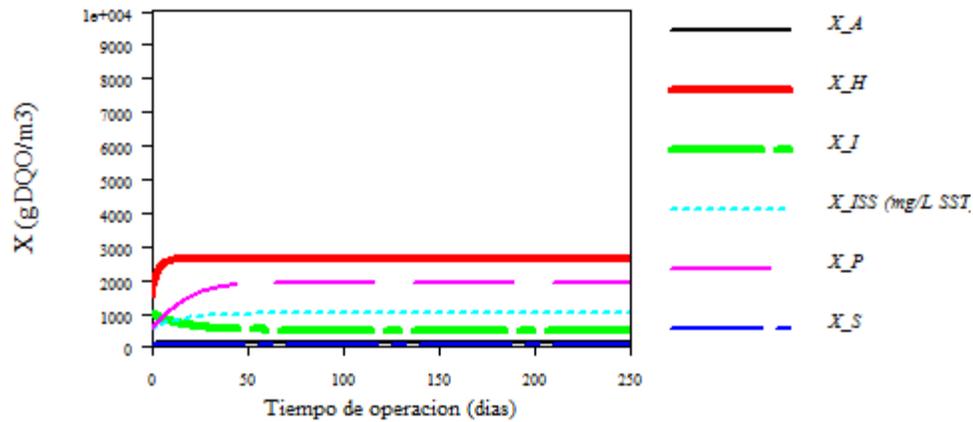
El tratamiento físico como se explicó en apartados anteriores, consiste en la implementación de un tamiz y un hidrociclón para remover los  $X_I$  y  $X_{ISS}$  respectivamente, mientras que el UDH sirve para la degradación de  $X_P$ .

Para estas dos etapas se utilizaron parámetros adicionales para simulación de la planta “Dulces Nombres” como un proceso Caníbal, los cuales se presentan en la Tabla 6.

<b>Tabla 6</b> Parámetros adicionales utilizados en la simulación del proceso Caníbal para la planta “Dulces Nombres”			
<b>Parámetro</b>	<b>Símbolo</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidades</b>
Tiempo de retención celular	$\theta_c$	150	$d^{-1}$
Fracción del caudal recirculado hacia el tratamiento físico	frQrec_hacia_fisico	5	%
Fracción del caudal recirculado hacia el UDH	frQrec_hacia_UDH	30	%
Eficiencia del hidrociclón para $X_{ISS}$	$E_{Hciclon\_X_{ISS}}$	80	%
Eficiencia del tamiz para $X_I$	$E_{Hciclon\_X_I}$	80	%
Coefficiente de decaimiento heterotrófico en el reactor	$b_{H\_reactor}$	0.6	$d^{-1}$
Coefficiente de decaimiento heterotrófico en el UDH	$b_{H\_UDH}$	0.6	$d^{-1}$
Constante de hidrólisis para $X_S$	$k_h$	3	$d^{-1}$
Factor de corrección en medio anóxico	$\eta_{h\_fer}$	0.4	$d^{-1}$
Factor de corrección en medio aeróbico	$\eta_{h\_aer}$	0.4	$d^{-1}$
Constante de hidrólisis para $X_P$ en el UDH	$k_{hp}$	0.6	$d^{-1}$
Volumen UDH	$V_{UDH}$	27,430	$m^3$

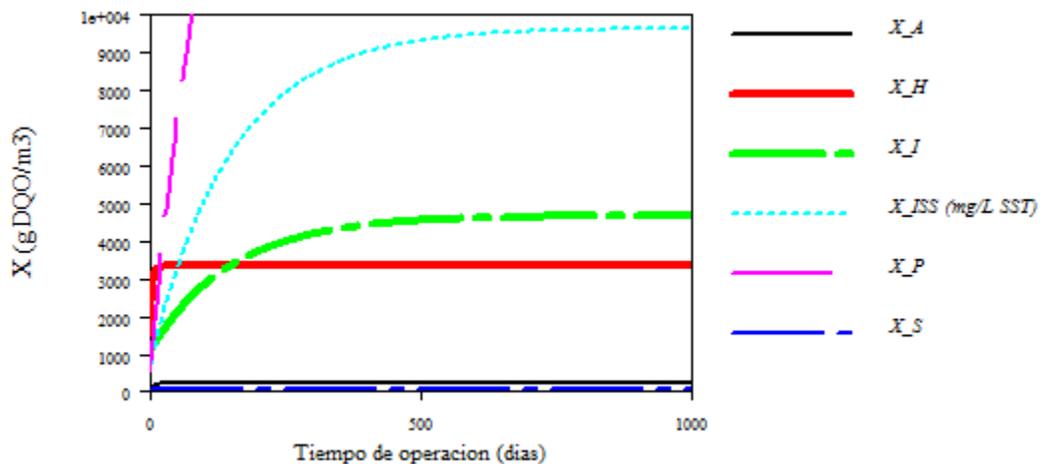
En el Anexo 6 (ver disco) se muestra el listado del programa implementado en AQUASIM en base a la Figura 5. A continuación se presentan los resultados obtenidos con la simulación de la planta “Dulces Nombres” para la remoción de  $X_I$ ,  $X_{ISS}$  y  $X_P$ .

Primeramente en la Figura 17 ilustramos el comportamiento de todas las fracciones particuladas presentes en el reactor (tanque de aireación) operado a un  $\theta_c$  de 15 días, para observar las condiciones normales de un proceso de lodo activado convencional.



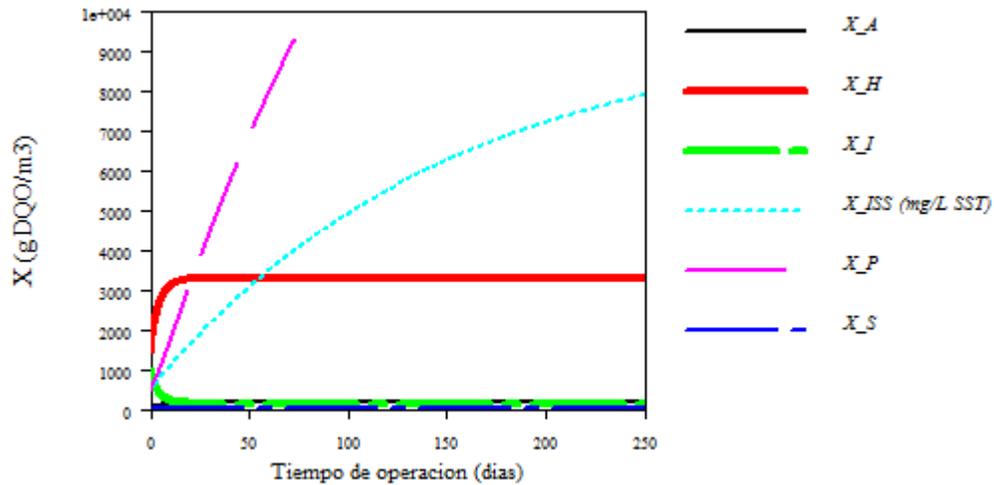
**Figura 17** Fracción particulada en el reactor (tanque de aireación) de la planta “Dulces Nombres” operado a SRT de 15 días como un proceso de lodo activado convencional.

Ahora bien, para observar el aumento de los valores de cada fracción particulada, se simuló a SRT de 150 días como se puede observar en la Figura 18, en donde los valores son mayores a los permisibles de 3000 g DQO/m<sup>3</sup> teniendo para  $X_I$  4030 g DQO/m<sup>3</sup>,  $X_{ISS}$  9630 g DQO/m<sup>3</sup> y  $X_P$  más de 10,000 g DQO/m<sup>3</sup>, para lo cual se inicia en esta parte la remoción selectiva de estas fracciones con el proceso Caníbal, con la implementación del tamiz, hidrociclón y UDH.



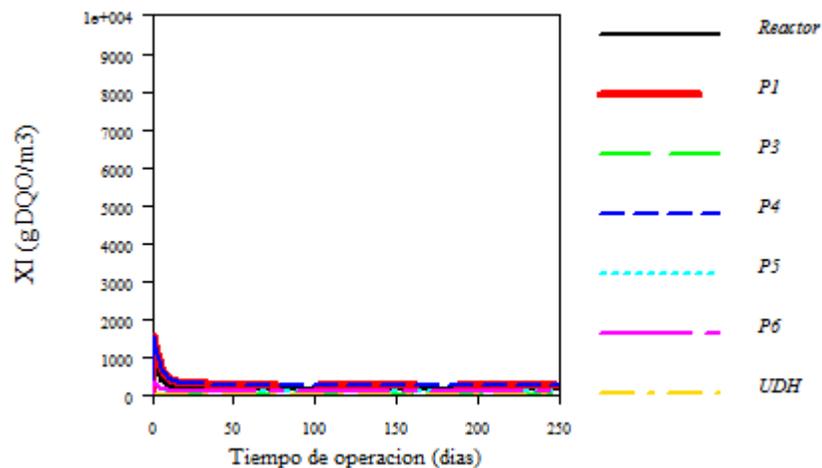
**Figura 18** Fracción particulada en el reactor (tanque de aireación) de la planta “Dulces Nombres” operado a SRT de 150 días como un proceso Caníbal.

Primeramente se instaló el tamiz para la remoción de  $X_I$  con una eficiencia del 80% con lo que el valor de  $X_I$  disminuye notoriamente de 4030 g DQO/m<sup>3</sup> a 253 g DQO/m<sup>3</sup>, tal y como se puede comparar en las Figuras 19 y 20 respectivamente.



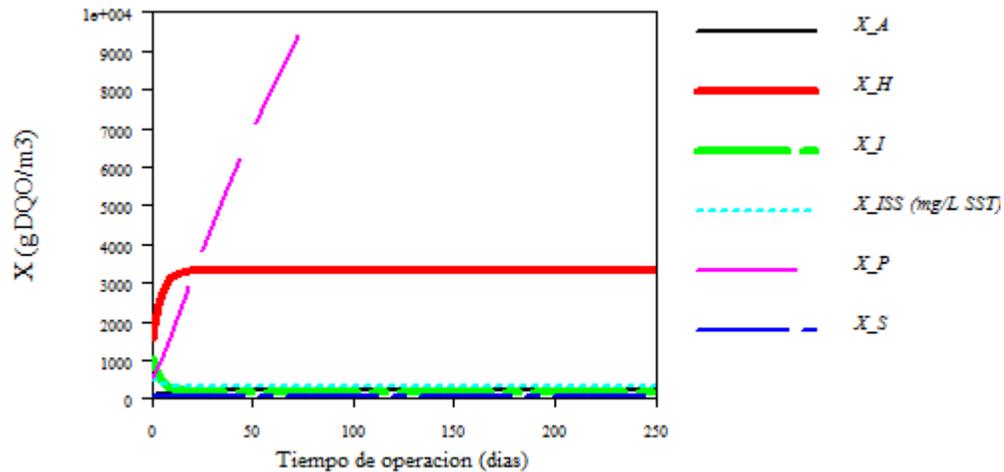
**Figura 19** Remoción selectiva de  $X_I$  con la instalación del tamiz.

En el proceso que no tenía instalado el tamiz,  $X_I$  en el tanque de aireación alcanzaba valores mayores a  $4000 \text{ g DQO/m}^3$ . Ahora al instalar el tamiz se logra limitar  $X_I$  a menos de  $500 \text{ g DQO/m}^3$  ( $253 \text{ g DQO/m}^3$  a la salida del tamiz) en cada una de las etapas como se puede observar en la Figura 20.



**Figura 20** Resultados de la fracción particulada  $X_I$  en diferentes puntos del proceso.

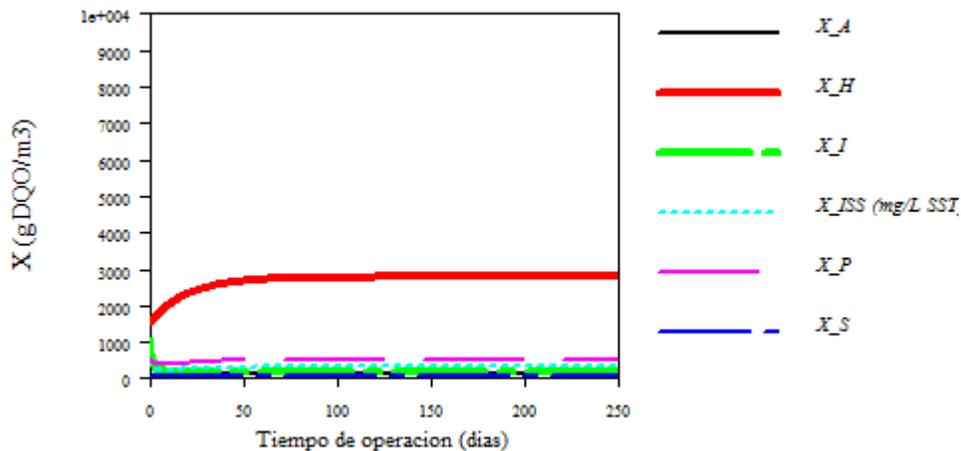
Una vez analizada la remoción de los  $X_I$  por medio del tamiz (Figura 20), se procedió al mismo análisis de la fracción  $X_{ISS}$  ahora instalando un hidrociclón con eficiencia del 80% tal y como se muestra en la Figura 21, con lo que la concentración de  $X_{ISS}$  se controla.



**Figura 21** Remoción selectiva de  $X_{ISS}$  con la instalación del hidrociclón.

Con la instalación de un hidrociclón representado con la Figura 21, se observa que efectivamente se pudo remover  $X_{ISS}$ .

Para la segunda etapa de la modelación se implementó el UDH para remover los  $X_P$ , los cuales al observarse en la Figura 22. A diferentes  $\theta_c$  tienen valores muy altos por lo que con el UDH se puede reducir su valor.



**Figura 22** Remoción selectiva de  $X_P$  con la instalación del UDH.

Los resultados de esta remoción se presentan en la Figura 22, indican que el valor de  $X_P$  ha sido removido por el UDH a  $476 \text{ g DQO/m}^3$ , con lo que finalmente se implementó todo el proceso Caníbal, mostrando que todas las fracciones

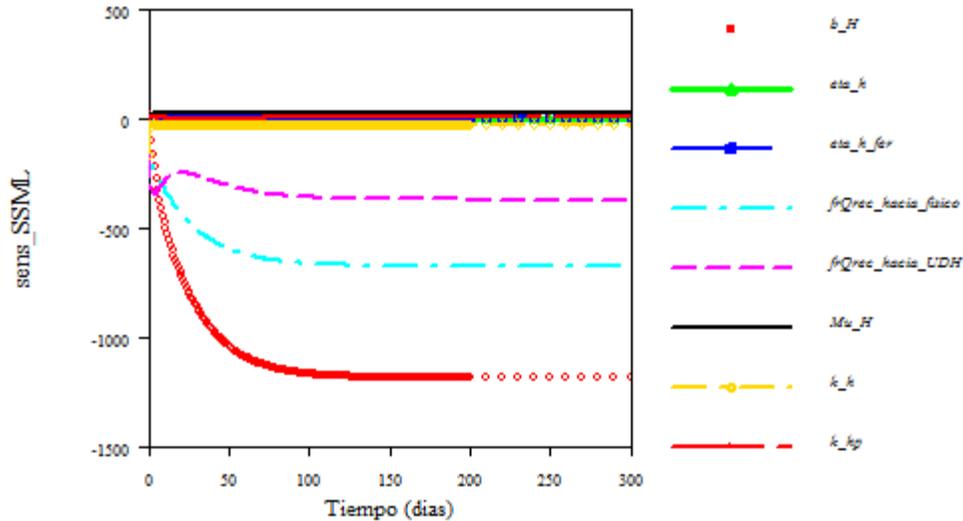
particuladas han sido controladas en su totalidad para poder tener valores operables, con lo cual se tiene por desarrollado el proceso Caníbal en su totalidad en AQUASIM con ASM1.

#### **4.3.2 Sensibilidad del modelo del proceso Caníbal, planta “Dulces Nombres”**

La herramienta de análisis de sensibilidad de AQUASIM calcula la sensibilidad absoluta-relativa de una variable de respuesta (sensibilidad del licor mezclado en el reactor) con respecto a cada uno de los parámetros del modelo. Tomando como referencia que si un parámetro es sensible puede ser identificable.

En el análisis se toman en cuenta tres características: a) Magnitud, b) Signo y c) Simetría.

- a) La magnitud se refiere a la amplitud de los datos (función de sensibilidad) representados gráficamente. Las variables de mayor magnitud, serán las más sensibles. En cambio entre menos magnitud demuestre la variable, menos sensible es, pues no afecta tanto el parámetro en estudio a la variable de respuesta.
- b) El signo indica que cuando la función de sensibilidad tiene un valor negativo, el parámetro por el que se ve afectado debe de aumentar; si por el contrario la función tiene signo positivo, la variable de respuesta incrementara en el mismo sentido que el parámetro evaluado, y por último
- c) La simetría indica que dos variables pueden ser dependientes una de la otra y por el contrario si no hay simetría, indica que son dos variables totalmente independientes y que el valor de una no afecta a la otra.

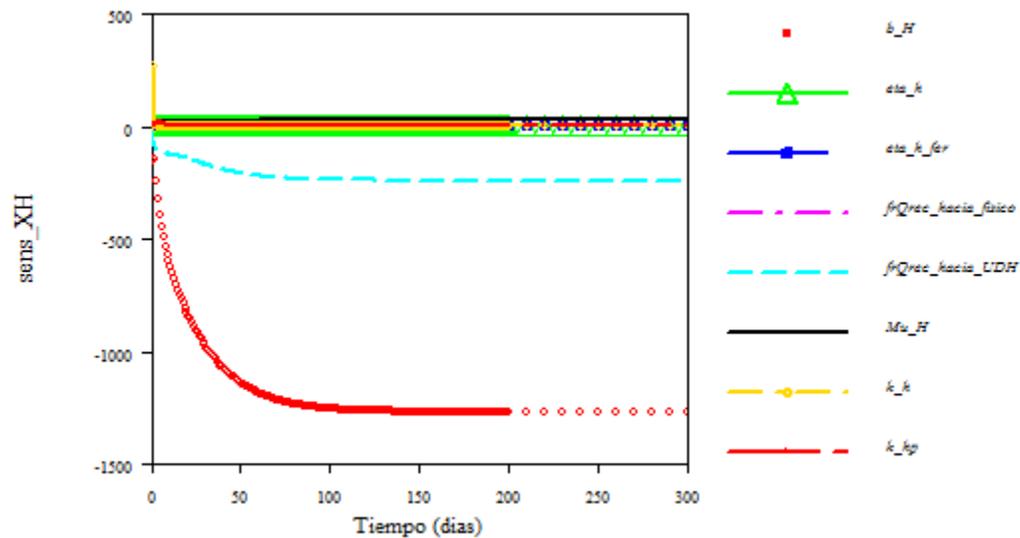


**Figura 23** Análisis de sensibilidad de SSML.

Con base en lo anterior, en la Figura 23 se presenta el resultado del análisis de sensibilidad de la concentración de licor mezclado (SSML) con respecto a todos y cada uno de los parámetros cinéticos y estequiométricos. Se puede observar que el parámetro que tiene mayor sensibilidad es el  $b_H$ , el cual tiene gran magnitud y signo negativo, lo cual indica que al aumentar  $b_H$ , SSML va a disminuir. Por otra parte, la  $frQrec\_hacia\_UDH$  y la  $frQrec\_hacia\_fisico$  que son fracciones del caudal de recirculación que son enviados a la parte del tratamiento físico y al UDH tienen las segundas magnitudes más altas. En cuanto a las líneas horizontales, se muestra que  $\mu_H$ ,  $\eta_h$ ,  $\eta_{h\_fer}$ ,  $k_h$  y  $k_{hp}$  no son sensibles ni dependientes de cualquier otra variable.

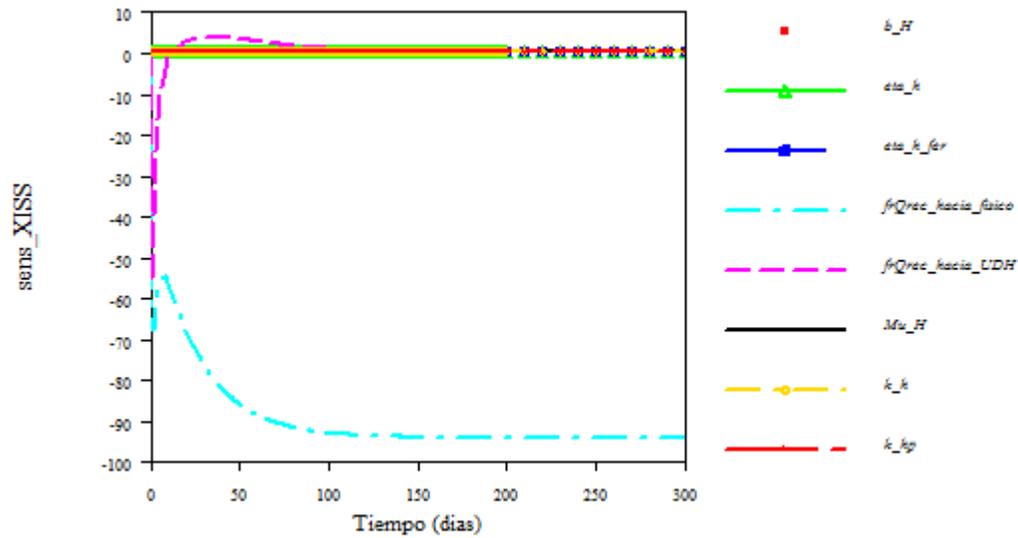
Para el caso de los  $X_H$ , los resultados obtenidos del análisis de sensibilidad se presentan en la Figura 24, donde se puede observar que el parámetro con mayor magnitud y por consecuencia con mayor sensibilidad es  $b_H$ , el cual tiene un signo negativo con lo cual se puede concluir que es el parámetro más significativo que afecta a  $X_H$ , aunque se puede observar que otro parámetro que puede tener un efecto relativo en esta fracción es  $frQrec\_hacia\_UDH$ , que al momento de una calibración se podrá analizar si influye en gran medida o se puede despreciar. Para el caso de  $\mu_H$ ,  $\eta_h$ ,  $\eta_{h\_fer}$ ,  $k_h$  y  $k_{hp}$  son valores que no mostraron sensibilidad al no observar en estos magnitud y sentido. De igual forma se puede

observar que para este caso el valor de la  $frQrec\_hacia\_fisico$  no es un valor que pueda tener sensibilidad debido a que solo son enviados a este caudal como componente del agua, más no porque se vaya a realizar algún proceso en esto, por lo cual el resultado del análisis de sensibilidad para este parámetro es justificado.



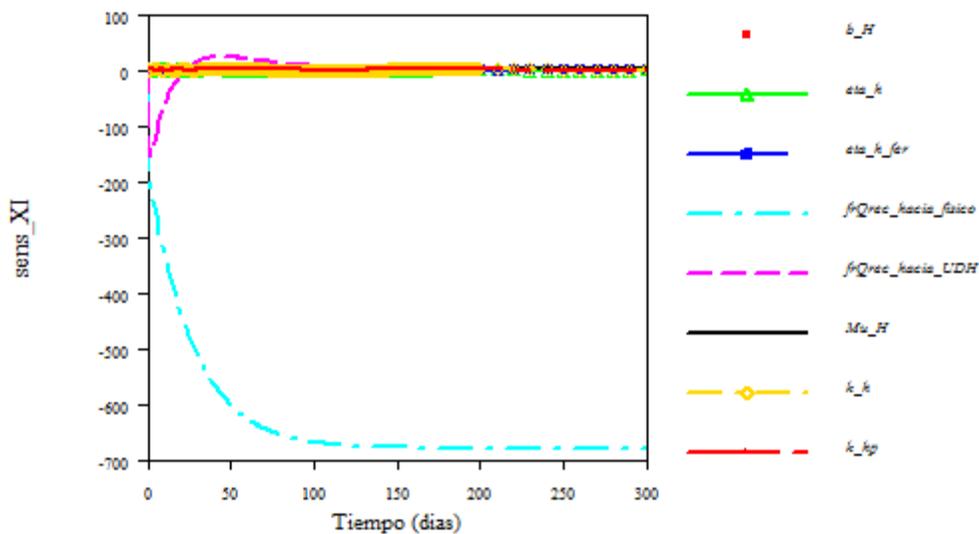
**Figura 24** Análisis de sensibilidad de  $X_H$ .

Para el caso de los  $X_{ISS}$ , la Figura 25 muestra que el valor más sensible para esta fracción es la  $frQrec\_hacia\_fisico$ , pero el cual puede ser despreciable porque no es un valor alto que pueda tener gran impacto en la variable en estudio, como también se puede observar para la  $frQrec\_hacia\_UDH$  cuyo sentido ahora es positivo pero muy bajo, por lo cual no tiene mucho caso ser ajustados. La  $frQrec\_hacia\_fisico$ ,  $\mu_H$ ,  $\eta_h$ ,  $\eta_{h\_fer}$ ,  $k_h$  y  $k_{hp}$  son parámetros que en esta fracción no tienen gran influencia al no mostrar ninguna magnitud, sentido o simetría.



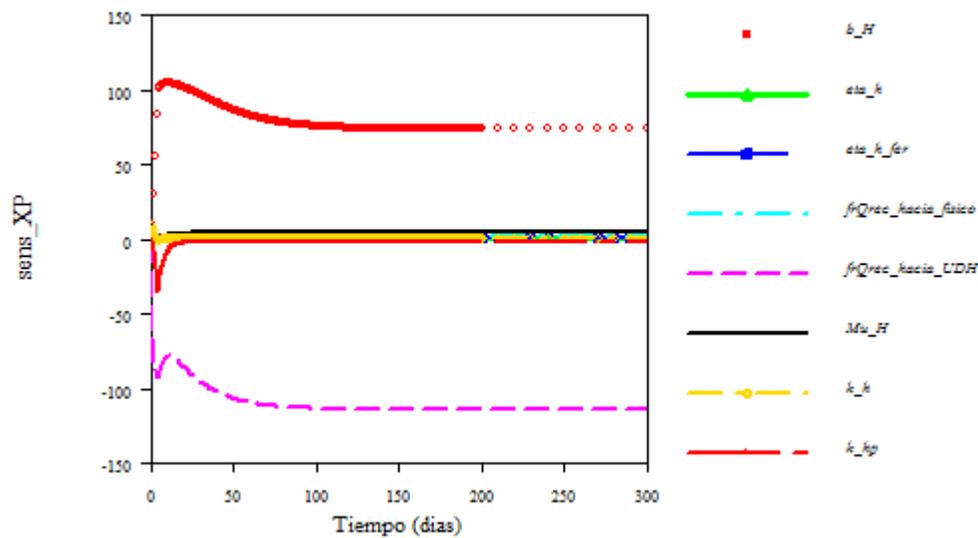
**Figura 25** Análisis de sensibilidad de  $X_{ISS}$ .

En la Figura 26 se muestran los resultados obtenidos para la fracción  $X_I$  tomada como variable de respuesta; de la misma forma que por los  $X_{ISS}$ , se ve afectada por la  $frQrec\_hacia\_fisico$ , siendo éste el parámetro con mayor sensibilidad mismo que al disminuir, incrementará el valor de  $X_I$ . En este caso también se puede observar que  $frQrec\_hacia\_fisico$ , tiene un poco de influencia sobre los  $X_I$  y algo de dependencia con  $frQrec\_hacia\_fisico$ , pero que puede ser despreciable pues no está en un rango muy alto, mientras que  $\mu_H$ ,  $\eta_h$ ,  $\eta_{h\_fer}$ ,  $k_h$  y  $k_{hp}$  no demuestran sensibilidad que pudiera afectar el resultado de  $X_I$ .



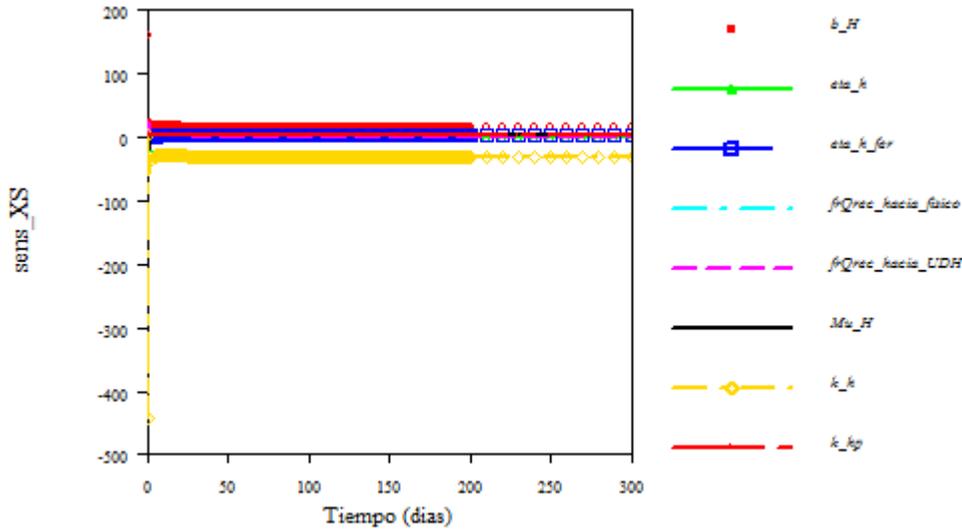
**Figura 26** Análisis de sensibilidad de  $X_I$ .

La Figura 27, por otra parte, muestra el resultado de la sensibilidad de los parámetros que influyen en la variable  $X_P$ ; siendo el valor de  $b_H$  el más sensible, el cual al tener signo positivo indica que al disminuir  $b_H$ ,  $X_P$  se va a incrementar mientras que la  $frQrec\_hacia\_UDH$  tiene una gran magnitud que es relativamente simétrica a la del  $b_H$ , pero que puede ser despreciable mientras que para la  $frQrec\_hacia\_UDH$  es importante aumentarla para que el valor de los  $X_P$  baje. Los parámetros restantes  $frQrec\_hacia\_fisico$ ,  $\mu_H$ ,  $\eta_h$ ,  $\eta_{h\_fer}$ ,  $k_h$  y  $k_{hp}$  no muestran sensibilidad alguna.



**Figura 27** Análisis de sensibilidad de  $X_P$ .

Por último, la Figura 28 muestra los resultados del análisis de sensibilidad realizado a la fracción de  $X_S$ , se muestra poca sensibilidad para  $k_h$ ,  $k_{hp}$  y  $b_H$ . Para el caso de  $k_h$  y  $k_{hp}$  se predijo anteriormente que probablemente no serían muy sensibles. En el caso de  $b_H$  se ha observado que interfiere de mayor forma en  $X_H$ , por lo cual, en la calibración, el ajuste que se realiza para esa fracción probablemente beneficiara en el ajuste de  $X_S$ .



**Figura 28** Análisis de sensibilidad de  $X_S$

El resumen de los valores de las Figuras anteriores para el análisis de sensibilidad se muestra en la Tabla 7, en la cual se pueden observar las fracciones particuladas y los parámetros que las afectan.

Las flechas representan el sentido de los signos que anteriormente se explicaron; si el sentido de la flecha es hacia abajo indica que al incrementar el parámetro la variable disminuye su valor, o de lo contrario si la flecha es hacia arriba, al disminuir el parámetro, el valor de la variable se incrementará, lo cual si es necesario hacer, ayudará a controlar u obtener el resultado deseado.

Tabla 7 Análisis de sensibilidad								
Parámetro / Variable	$b_H$	$\eta_{h}$	$\eta_{h\_fer}$	frQrec hacia físico	frQrec hacia UDH	$\mu_H$	$k_h$	$k_{hp}$
XH	↓ -1290				↓ -235.9			
XISS				↓ -93.81				
XI				↓ -148	↑ +0.5			
XP	↑ +53				↓ -126			
XS	↑ +10						↓ -25	
SSML	↓ -1226				↓ -262			

Del análisis presentado en la Tabla 8, se puede decir lo siguiente:

- $X_I$  y  $X_{ISS}$  son principalmente determinados por el valor de la fracción de caudal recirculado hacia el tratamiento físico (frQrec\_hacia\_fisico).

- $X_H$  es determinada por  $b_H$  (en el reactor) y por la fracción del caudal recirculado hacia el UDH ( $frQrec\_hacia\_UDH$ ).
- $X_P$  es muy poco influenciado por  $k_{hp}$ , lo es más por la fracción de caudal recirculado hacia el UDH ( $frQrec\_hacia\_UDH$ ).
- Los parámetros  $\mu_H$ ,  $k_h$ ,  $k_{hp}$ ,  $\eta_h$ ,  $\eta_{h\_fer}$  son poco significativos.
- En suma los parámetros más significativos para calibrar son:  $b_H$ ,  $frQrec\_hacia\_fisico$  y  $frQrec\_hacia\_UDH$ , lo que determinará los niveles de MLSST y MLSSV en el reactor.

Como se explicó anteriormente en la metodología, el objetivo del análisis de sensibilidad es determinar las variaciones de las variables utilizadas en la modelación, las cuales afectan a los procesos ya establecidos en ASM1 y mismos que se podrían utilizar para calibrar el modelo de la planta de Johnson *et al.* (2008).

#### **4.4 MODELACIÓN Y CALIBRACIÓN DE LA PLANTA DE JOHNSON *et al.* (2008)**

##### **4.4.1 Modelación ASM1-Caníbal (*sin calibrar*) de la planta utilizada por Johnson *et al.* (2008)**

Como ya se mencionó en secciones anteriores, en la literatura se tiene disponible el trabajo de Johnson *et al.* (2008), el cual muestra los datos obtenidos de la planta de tipo Caníbal. El listado del programa implementado en AQUASIM se presenta en el Anexo 7 (ver disco)

Para facilitar la lectura, el diagrama de flujo de la planta de Johnson *et al.* (2008), como fue adaptada en AQUASIM, se presenta en la Figura 6. En donde como se explicó anteriormente la planta tiene cuatro tanques de aireación, los dos primeros en condiciones de anoxia y dos en condiciones aeróbicas. Del último reactor aeróbico, se tiene un caudal de recirculación interna de licor mixto de  $29,337 \text{ m}^3/\text{s}$  y un caudal de recirculación de lodo concentrado de  $5,867 \text{ m}^3/\text{s}$ . La última recirculación es distribuida hacia el tratamiento físico y hacia el UDH a través del registro o pozo 1 (denotado como P1). El caudal enviado hacia el tratamiento

físico (denotado como  $frQrec\_hacia\_físico$ ) es el que pasa por el registro o pozo 4 (denotado como P4) para pasar por el tamiz y el hidrociclón cuyas salidas son los registros o pozos 5 y 6 (denotados como P5 y P6 respectivamente). El caudal distribuido hacia el UDH (denotado como  $frQrec\_hacia\_UDH$ ) es el caudal que viene de P1 y se dirige hacia el pozo o registro 2 (denotado como P2) para pasar hacia el UDH para la remoción de  $X_P$  cuya salida llega al registro o pozo 3 (denotado como P3).

Como primera aproximación al simular la planta de Johnson *et al.* (2008) en ASM1, se obtuvieron los valores promedios presentados en la Tabla 8, los cuales son comparados con los valores promedio obtenidos por Johnson *et al.* (2008). Este representa una comparación de los resultados obtenidos con dos modelos diferentes implementados en 2 programas diferentes, siendo el último modelo (ASM1) todavía no calibrado.

<b>Tabla 8</b> Comparación de los resultados reportados por Johnson <i>et al.</i> (2008) en ASM2d y resultados obtenidos en la propuesta en ASM1								
PARÁMETRO	Resultados modelo de Johnson <i>et al.</i> (2008) en ASM2d				Resultados modelo propuesto en ASM1			
	CONCENTRACIONES PROMEDIO REACTORES Y UDH							
	UDH	Anóxicos	Aeróbicos	Promedio	UDH	Anóxicos	Aeróbicos	Promedio
$X_I$ g DQO/m <sup>3</sup>	340	47	40	43.5	214	92	85	88.5
$X_P$ g DQO/m <sup>3</sup>	582	967	974.5	971	571	1,258	1,271	1265
$X_S$ g DQO/m <sup>3</sup>	7,887	144.5	76	110	34	131	66	1,264.5
$X_H$ g DQO/m <sup>3</sup>	679	1,203	1,215.5	1,220	607.1	1,691	1,720	1,705.5
$X_{ISS}$ g SST/m <sup>3</sup>	13,899	3,470.5	3,450.5	3,460.5	159	59	46	6,051

Como se puede observar, antes de la calibración, los valores obtenidos en el modelo realizado en ASM1 con AQUASIM tienen diferencias importantes comparado a los de Johnson *et al.* (2008) Por ejemplo en el caso del valor de  $X_{ISS}$  en el UDH en el modelo de Johnson *et al.* (2008) en ASM2d es de 13, 899 g SST/m<sup>3</sup>, mientras que en el modelo propuesto en ASM1 es de 159 g SST/m<sup>3</sup>.

También se observa que el valor en los reactores anóxicos para el modelo en ASM2d es de 3,470 g SST/m<sup>3</sup>, en tanto que el valor obtenido en ASM1 es de 59 g SST/m<sup>3</sup>, con lo que se observa que si hay diferencias importantes que deben de ser ajustadas para poder determinar si aun el nuevo modelo implementado en AQUASIM puede dar resultados confiables de un proceso Caníbal. Por otra parte hay algunos valores como los de  $X_I$  y  $X_H$  que se encuentran en el mismo rango calculado.

Para que el nuevo modelo pueda predecir bien todas las concentraciones en todos los puntos, se requiere que sea calibrado.

En la siguiente sección se presenta el desarrollo de la calibración, siguiendo la estrategia propuesta en la Tabla 7 de la sección donde se realizó el análisis de sensibilidad respectivo. El listado del programa en AQUASIM utilizado para representar la planta de Johnson *et al.* (2008) se encuentra en el Anexo 7 (ver disco).

#### **4.4.2 Calibración ASM1-Caníbal con base en los datos de la planta de Johnson *et al.* (2008)**

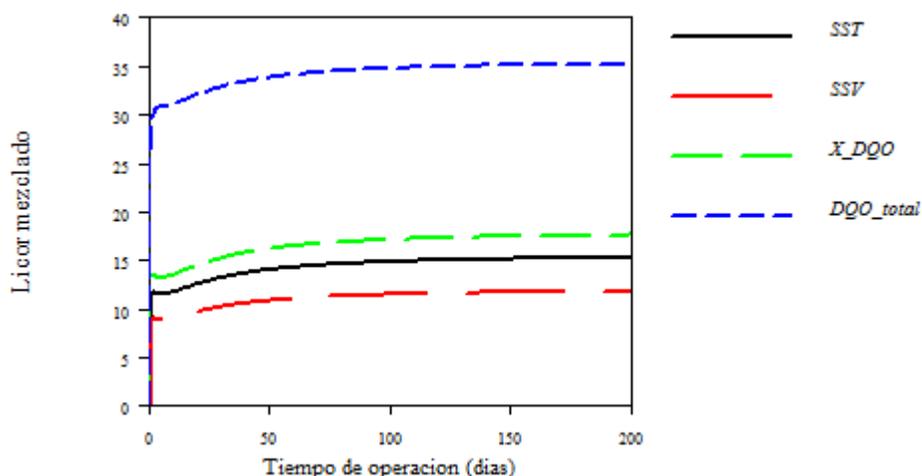
Con la interpretación de los resultados obtenidos en la Tabla 7 del análisis de sensibilidad, ya fueron identificados los parámetros que deben de ser calibrados en el modelo realizado. Para ello, se propone la estrategia de calibración mostrada en la Tabla 9, la cual es un resumen de cómo llevarla a cabo. Es importante tomar en cuenta que hay variables que sean influenciadas por un mismo parámetro. Por ejemplo la  $fQ_{rec\_hacia\_fisico}$  es un parámetro que tiene gran sensibilidad y que ajusta dos variables  $X_I$  y  $X_{ISS}$  principalmente y ambos de igual manera se ven afectadas por la eficiencia de los equipos con los que se remueven (tamiz e hidrociclón respectivamente). Por lo tanto, se propone iniciar con los parámetros que influyen en más de dos variables, porque este incluso puede permitir que con ajustar un solo valor se logre el ajuste sin tener que cambiar otro que puede tener poca diferencia con el valor deseado.

<b>Tabla 9</b> Propuesta de secuencia de calibración al modelar la planta de Johnson et al. (2008).		
<b>Parámetro a calibrar</b>	<b>Nomenclatura</b>	<b>Objetivo</b>
E-Sed	Eficiencia del sedimentador	Ajustar los SST en el efluente del sedimentador
frQrec_hacia_fisico E_Hciclon_X <sub>ISS</sub> E_tamiz_X <sub>I</sub>	Fracción del caudal recirculado hacia tratamiento físico Eficiencia del hidrociclon X <sub>ISS</sub> Eficiencia del tamiz para X <sub>I</sub>	Ajustar X <sub>ISS</sub> y X <sub>I</sub> en los reactores
b <sub>H_reactor</sub> b <sub>H_UDH</sub>	Coefficiente de decaimiento heterotrófico en el reactor y en el UDH	Ajustar X <sub>H</sub> en el reactor y en el UDH
k_h	Constante de hidrólisis para X <sub>S</sub>	Ajustar X <sub>S</sub> en los reactores R3 y R4
eta_h_fer	Factor de corrección en medio anóxico	Ajustar X <sub>S</sub> en los reactores R1 y R2
eta_h	Factor de corrección en medio aeróbico	Ajustar X <sub>S</sub> en el UDH
k_hp	Constante de hidrólisis para X <sub>P</sub> en el UDH	Ajustar X <sub>P</sub> en el reactor

En las siguientes secciones, se muestra a detalle el desarrollo de la calibración.

#### 4.4.2.1 Calibración de la eficiencia del sedimentador

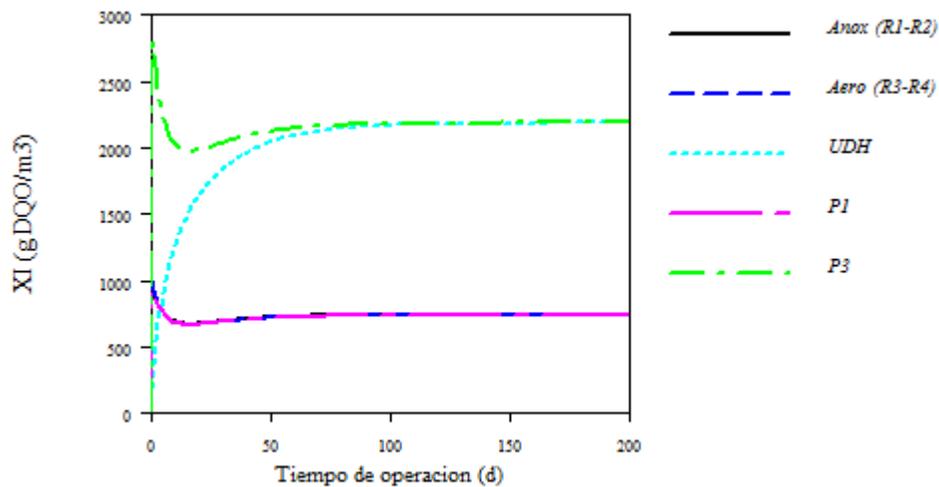
Como primer parámetro a calibrar con base a la Tabla 10 se encuentra la eficiencia del sedimentador (E<sub>sed</sub>). En la Figura 29 se muestran los valores finales de sólidos (SST, SSV y DQO) en el efluente al reducir la eficiencia inicial del 100% a 99.7% con lo que se logra el valor de aproximado de DQO<sub>T</sub> de 30 g/m<sup>3</sup>.



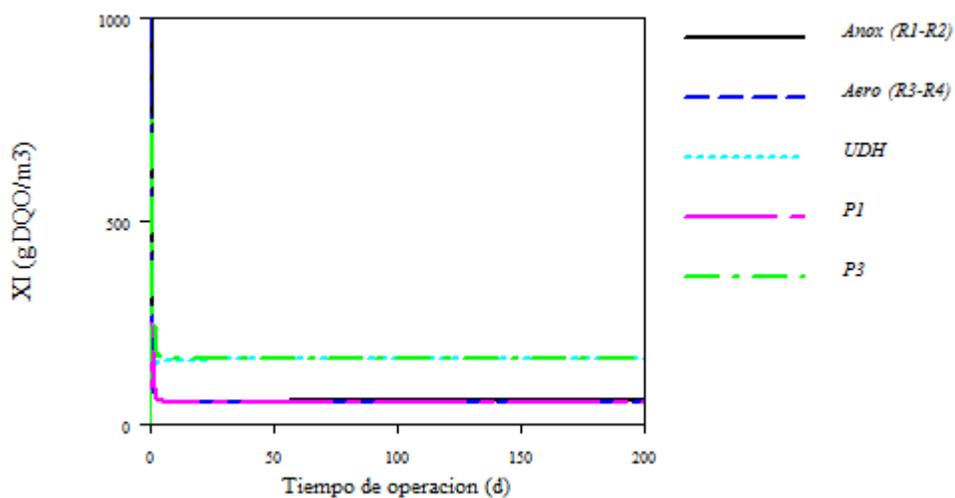
**Figura 29** Calidad del efluente al ajustar la eficiencia del sedimentador.

#### 4.4.2.2 Calibración de $X_I$ con $frQrec\_hacia\_fisico$

Como se muestra en la Tabla 10, para poder calibrar el valor de  $X_I$ , el parámetro a ajustar fue  $frQrec\_hacia\_fisico$ . La comparación del ajuste se muestra en la Figura 30 donde se observan los valores de  $X_I$  cuando  $frQrec\_hacia\_fisico$  tiene un valor inicial de (a) 0.05 y final de (b) 0.9. De esta forma con incrementar  $frQrec\_hacia\_fisico$ , se logra bajar  $X_I$  en los tanques de aireación.



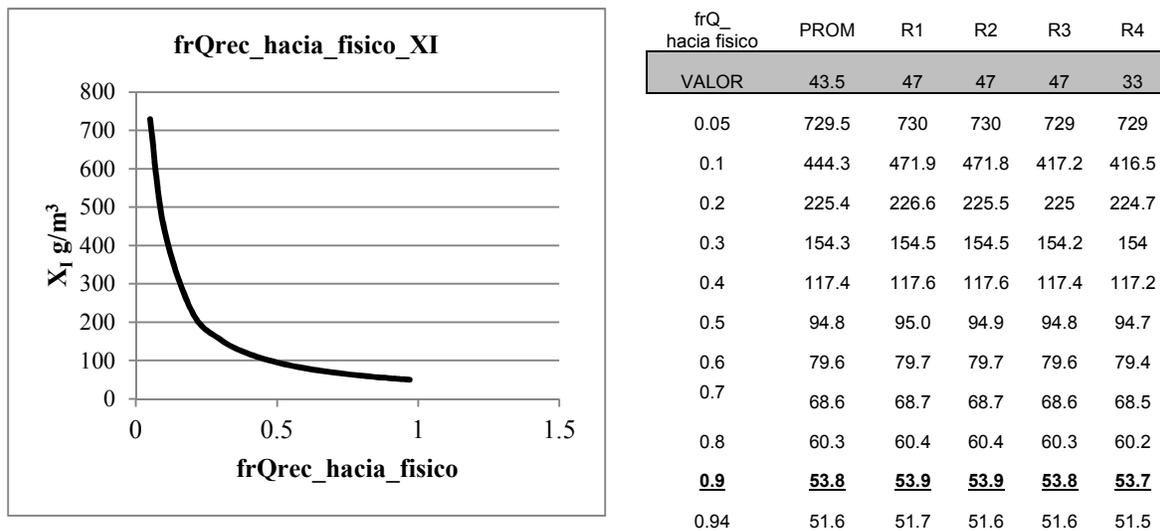
(a)



(b)

**Figura 30** Calibración de  $X_I$  con  $frQrec\_hacia\_fisico$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.

Para obtener el valor calibrado se realizó el ajuste, incrementado de forma gradual la  $frQ_{rec\_hacia\_fisico}$ , pues es el parámetro que tiene que ser ajustado para que se alcance el valor deseado de  $X_i$ . En la Tabla que acompaña la Figura 31 y en las sucesivas, la línea sombreada es el valor promedio obtenido por Johnson *et al.* (2008), valor que se busca alcanzar en la calibración, en cada uno de los reactores y en el UDH, mientras que el valor subrayado es el resultado con el cual se logra la calibración del modelo.

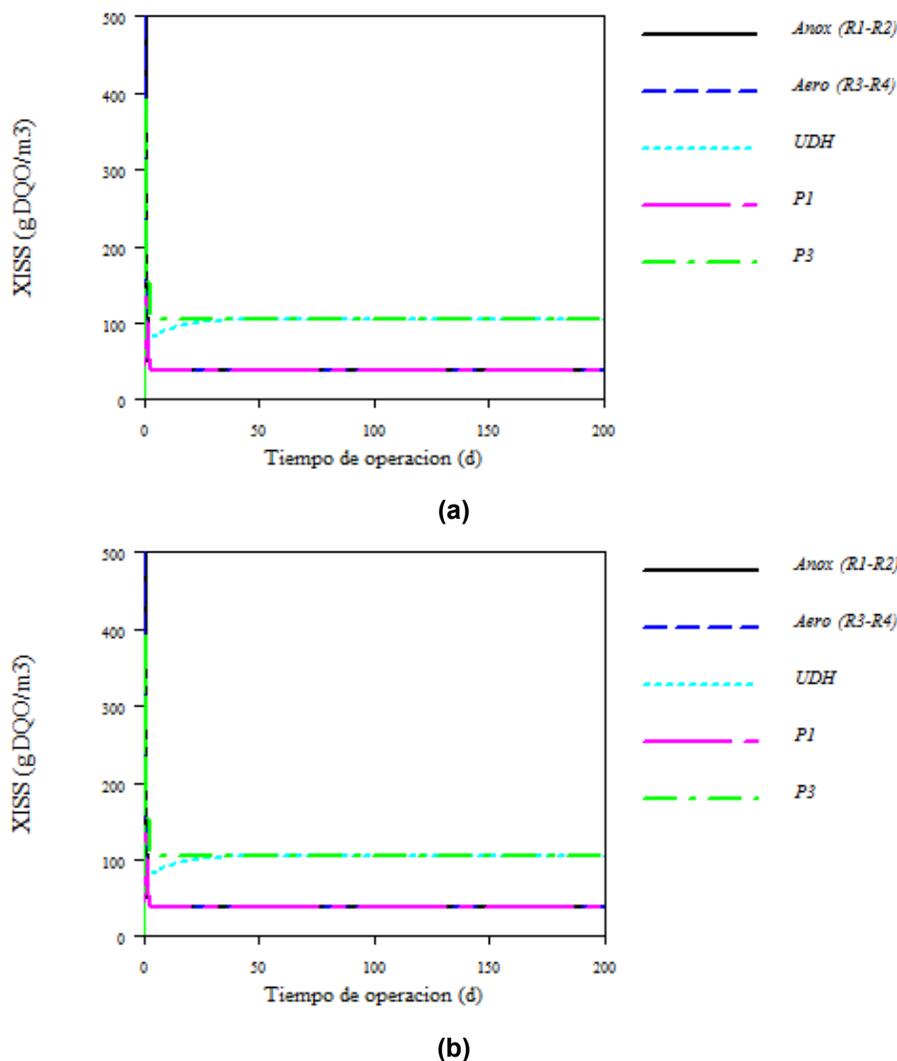


**Figura 31** Ajuste y validación de  $X_i$  en los reactores con  $frQ_{rec\_hacia\_fisico}$ .

Para la variable  $X_i$  el valor inicial de la  $frQ_{rec\_hacia\_fisico}$  era inicialmente de 0.05, con un valor promedio de  $X_i$  en los reactores igual a 729.5 g DQO/m<sup>3</sup>; ya que el valor real a la planta no fue informado se debe de buscar por la calibración. Después de calibrar el modelo, se obtuvo un valor final para  $frQ_{rec\_hacia\_fisico}$  igual a 0.9 y un valor para  $X_i$  en los reactores igual a 53.85 DQO/m<sup>3</sup>, que es próximo al valor promedio obtenido por Johnson *et al.* (2008) de 43.5 g DQO/m<sup>3</sup>. Finalmente con  $frQ_{rec\_hacia\_fisico}$  igual a 0.9, se logró predecir  $X_i$  cerca del valor obtenido por Johnson *et al.* (2008). Es decir, que se envía el 90% del caudal de recirculación hacia el tratamiento físico.

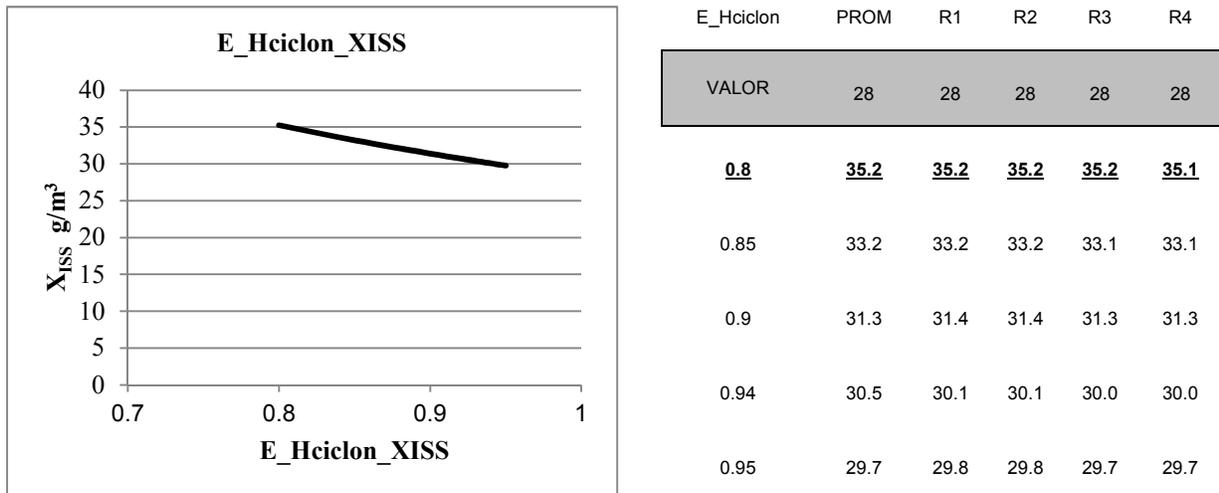
#### 4.4.2.3 Calibración de $X_{ISS}$

Para  $X_{ISS}$  los parámetros a ajustar son  $frQrec\_hacia\_fisico$  y  $E\_Hciclon\_X_{ISS}$ . El primero ya se ajustó en la etapa anterior y ya no se va a mover para no desajustar  $X_I$ . Es por eso que en secciones anteriores, se menciona que era importante tener en cuenta el hecho de que si al mover un parámetro, alguna variable se podría ver afectada para así poder tomar una buena decisión de que si realmente valía la pena volver a ajustar un valor o no. Entonces el ajuste de  $X_{ISS}$  se reafina con mover la eficiencia del hidrociclón ( $E\_Hciclon\_X_{ISS}$ ) de incrementar su valor inicial del 80% a un valor final del 90%, con lo que se observó que no hubo un efecto considerable sobre  $X_{ISS}$  (Figura 32).



**Figura 32** Calibración de  $X_{ISS}$ : Refinación modificando  $frQrec\_hacia\_fisico=0.9$ . y (a)  $E\_Hciclon\_X_{ISS}=80\%$  y (b)  $Hciclon\_X_{ISS}=90\%$ .

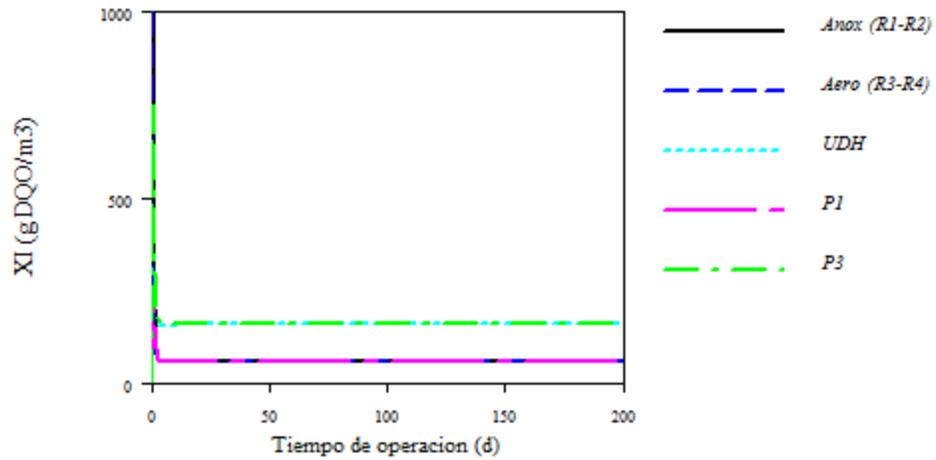
La Figura 33 muestra un resumen del proceso de calibración de  $E\_Hciclon\_X_{ISS}$  en donde se puede observar que es muy poca la variación adicional sobre  $X_{ISS}$  que se pudo lograr con mover  $E\_Hciclon\_X_{ISS}$ .  $X_{ISS}$  varió solo de 28 a 31 g DQO/m<sup>3</sup> cuando  $E\_Hciclon\_X_{ISS}$  se mueve del 80% al 90%, por lo que no vale la pena sobre calibrar. Es suficiente dejar  $E\_Hciclon\_X_{ISS}=80\%$  ya que con  $frQrec\_hacia$  físico reajustado a 0.9 se alcanza a calibrar bien  $X_{ISS}$ .



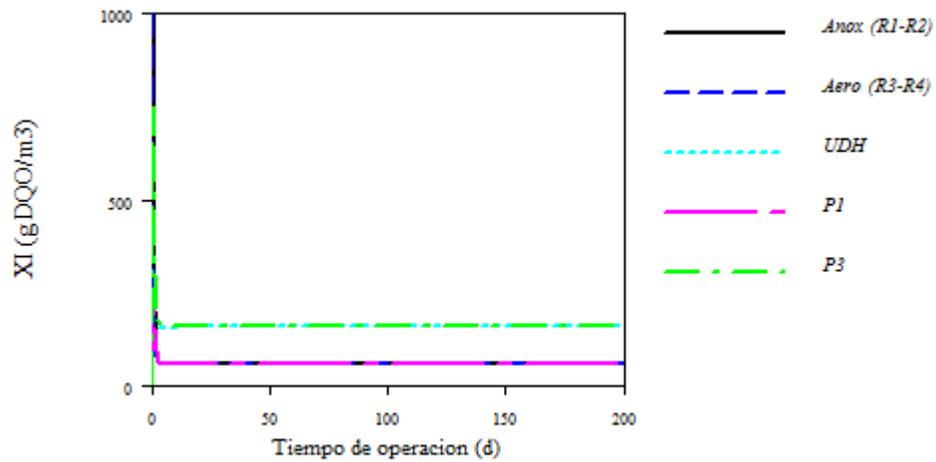
**Figura 33** Ajuste y validación de  $X_{ISS}$  con  $E\_Hciclon\_X_{ISS}$ .

#### 4.4.2.4 Afinación de la calibración de $X_I$ con $E\_tamiz\_X_I$

Como se ha mencionado antes, en el proceso Caníbal la remoción de  $X_I$  se da principalmente con el tamiz, por lo que de nuevo nos encontramos en el caso en que una variable puede ser ajustada por dos parámetros; uno de ellos es  $frQrec\_hacia\_fisico$ , que ya fue calibrado previamente y otro que sirve para afinar es  $E\_tamiz\_X_I$ . Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 34 (a) con  $E\_tamiz\_X_I$  inicial del 80% y (b) con un valor final del 85%. Se puede determinar que no hay modificación significativa al valor obtenido de  $X_I$  en los reactores, cuando se reajustó la eficiencia del tamiz (Figuras 33 y 34).



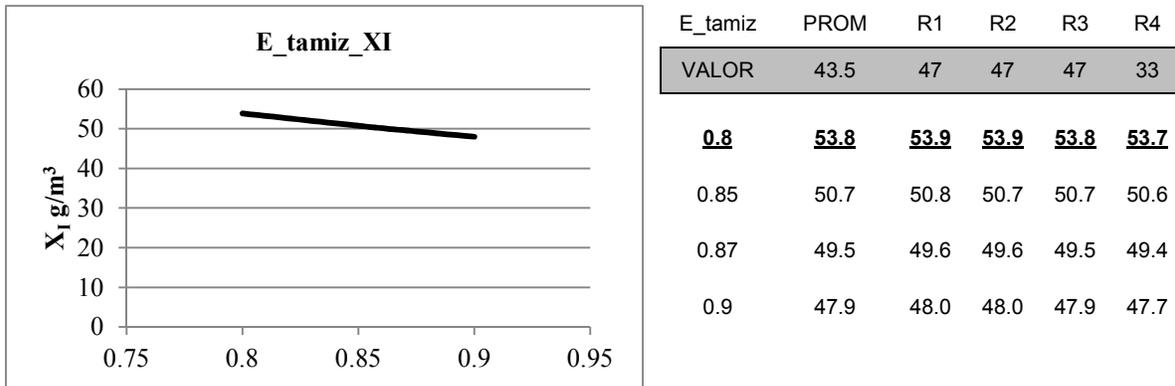
(a)



(b)

**Figura 34** Reafinación de  $X_i$  con la  $E_{tamiz\_X_i}$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.

Como finalmente  $X_i$  no se mueve más con  $E_{tamiz\_X_i}$ , se deja el valor obtenido de 0.8 obteniéndose  $53.85 \text{ g DQO/m}^3$  comparado a  $43.5 \text{ g DQO/m}^3$  al que se quería llegar. En la Figura 35 se muestra el desarrollo de la calibración para  $X_i$ .



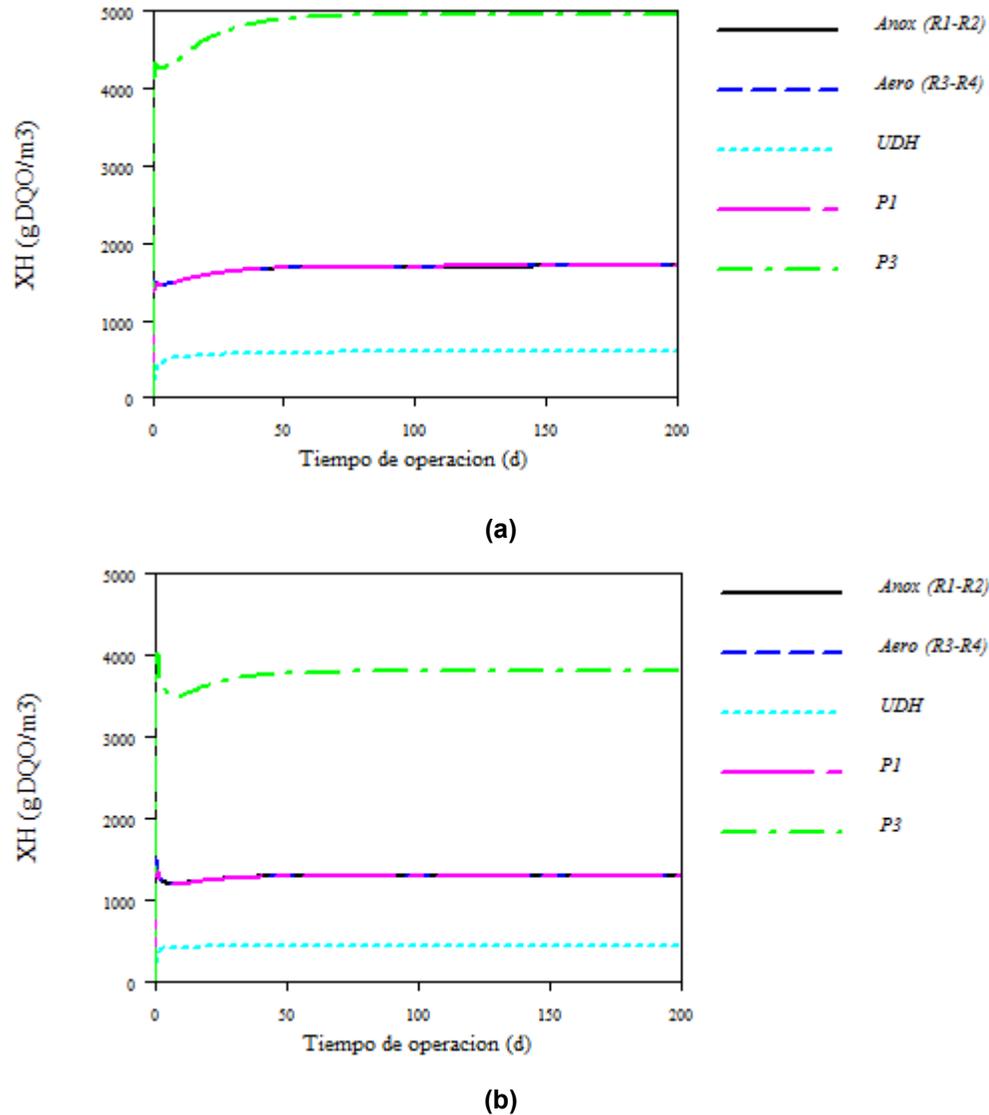
**Figura 35** Ajuste y validación de  $X_I$  con  $E_{tamiz\_XI}$ .

Con los resultados mostrados en la Tabla de la Figura 35 se concluye que no hay razón para cambiar más  $E_{tamiz\_XI}$  de su valor inicial de 0.80, por lo que este valor se conserva.

#### 4.4.2.5 Calibración de $X_H$ en el reactor

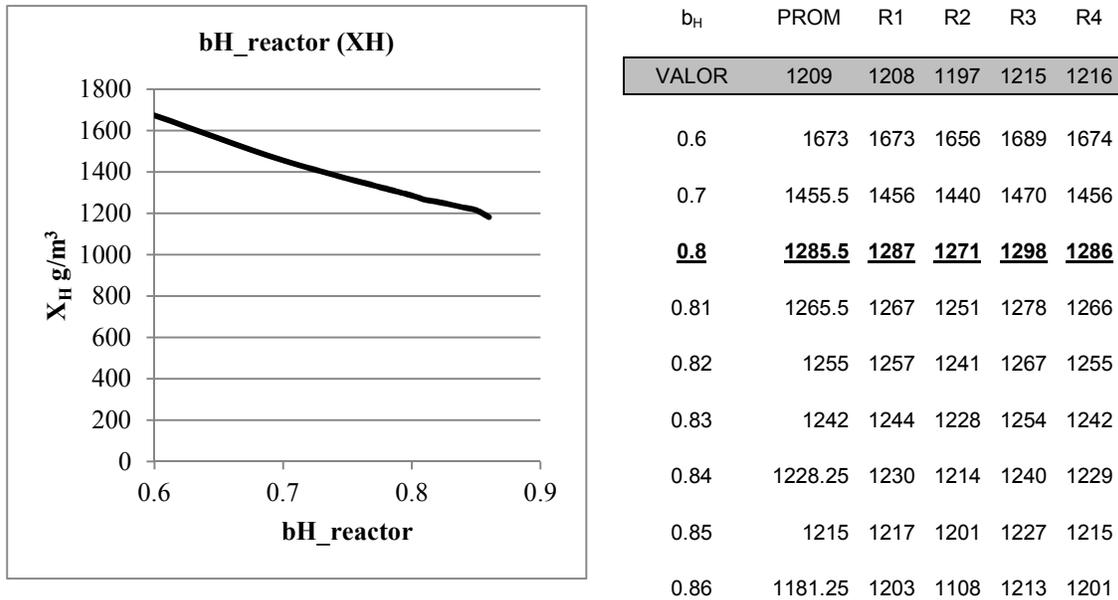
$X_H$  se ve influenciado principalmente por  $b_H$  que debe ser ajustado en el reactor y en la UDH. El  $b_H$  del reactor es totalmente independiente al del UDH y por consecuencia los dos reajustes van a impactar de forma diferente en ambos casos.

Para el caso de  $b_H$  en el reactor los resultados del reajuste son presentados en la Figura 36 donde se muestran los niveles de  $X_H$  (a) con el valor inicial de  $b_H=0.6$  y, (b) con  $b_H=0.8$ .



**Figura 36** Calibración de  $X_H$  con  $b_H$  en el reactor; (a) valor inicial y (b) valor final.

Se puede observar que al aumentar  $b_H$ , el valor de  $X_H$  en los reactores tiene un cambio importante de su valor inicial de 1673 g DQO/m<sup>3</sup> a un valor final de 1285 g DQO/m<sup>3</sup>. El valor final alcanzado se aproxima al valor buscado de 1209 g DQO/m<sup>3</sup>. El desarrollo de esta calibración está resumida en la Figura 37.

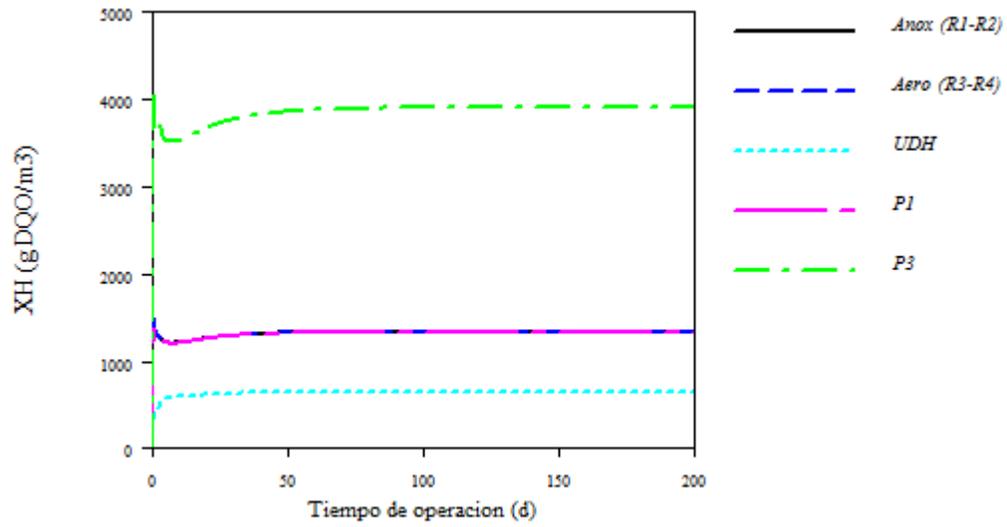


**Figura 37** Ajuste y validación de  $X_H$  con  $b_H$  en el reactor.

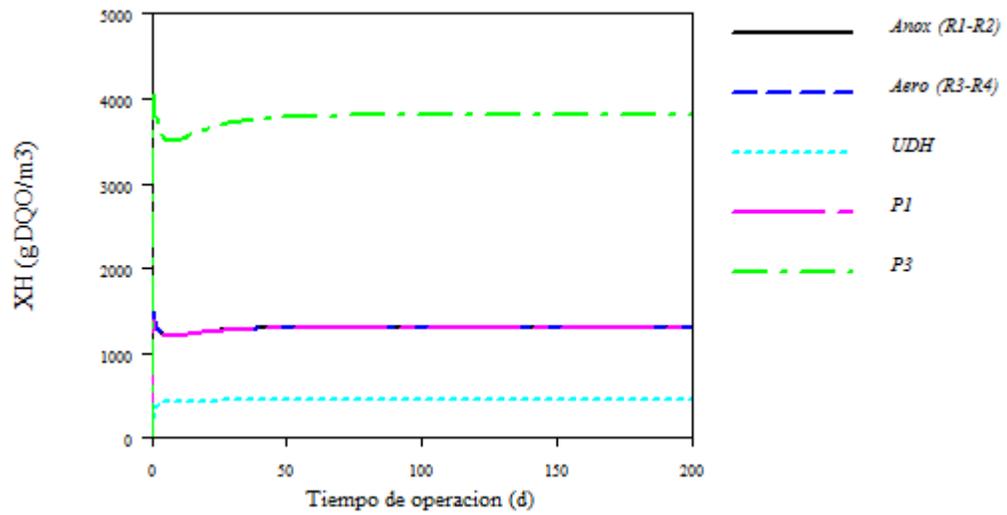
Se puede observar que después de un  $b_H$  0.8 ya no hay cambio que deba ser considerado para el valor de  $X_H$ , por lo que el valor final calibrado a utilizar de  $b_H$  en el reactor es de 0.8.

#### 4.4.2.6 Calibración de $X_H$ en el UDH

Como se explicó en el apartado anterior,  $X_H$  en la UDH también se debe calibrar, ajustando el valor de  $b_H$  en el ambiente anóxico del UDH. Los resultados de la calibración se muestran en las Figuras 38 y 39.

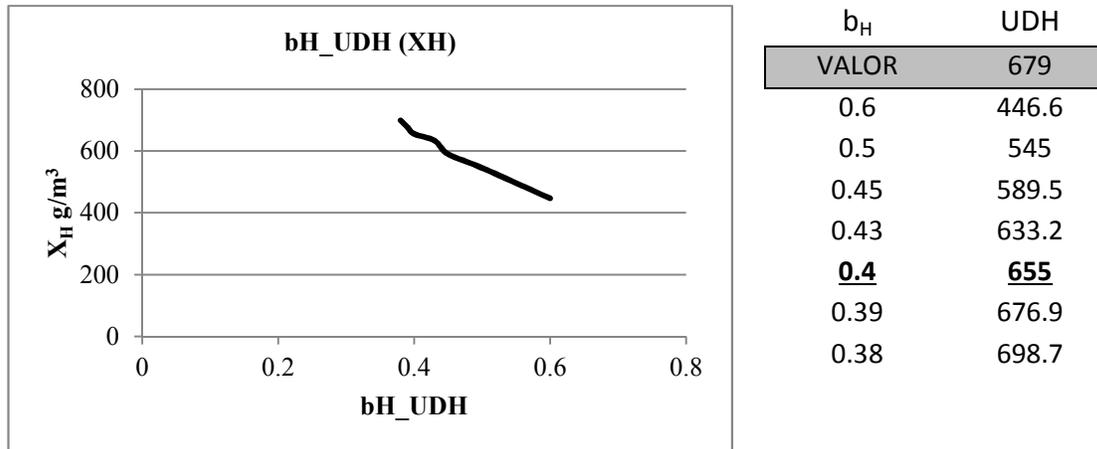


(a)



(b)

**Figura 38** Calibración de  $X_H$  con  $b_H$  en el UDH; (a) valor inicial y (b) valor final.



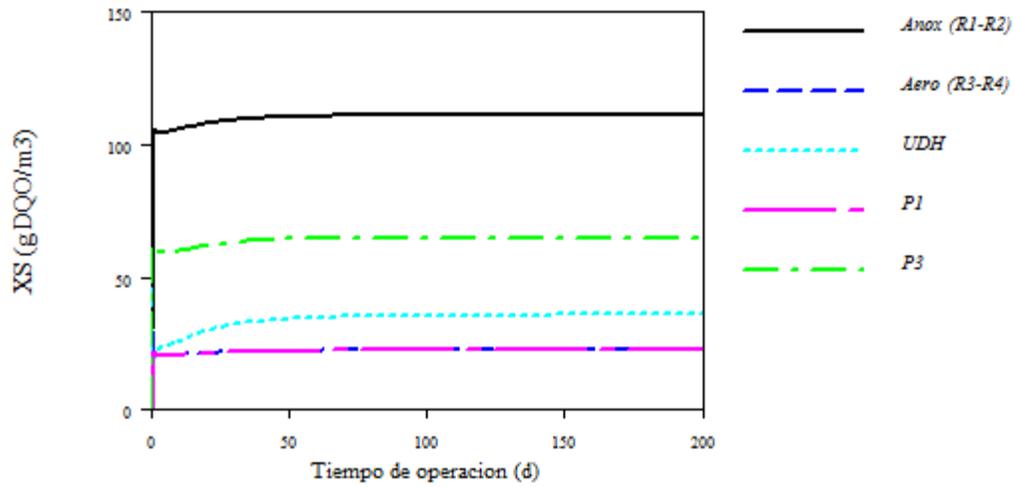
**Figura 39** Ajuste y validación de  $X_H$  con  $b_H$  en el UDH.

Bajando el valor inicial de 0.6 de  $b_H$  en la UDH a un valor final de 0.4, ayuda a ajustar el valor de  $X_H$  en la UDH de 446 g DQO/m<sup>3</sup> a 665 g DQO/m<sup>3</sup>, en comparación con 679 g DQO/m<sup>3</sup> de Johnson *et al.* (2008). La Figura 39 muestra como es afectado  $X_H$  cuando se ajusta  $b_H$  del UDH. Finalmente el valor calibrado para  $b_H$  en el UDH es igual a 0.4.

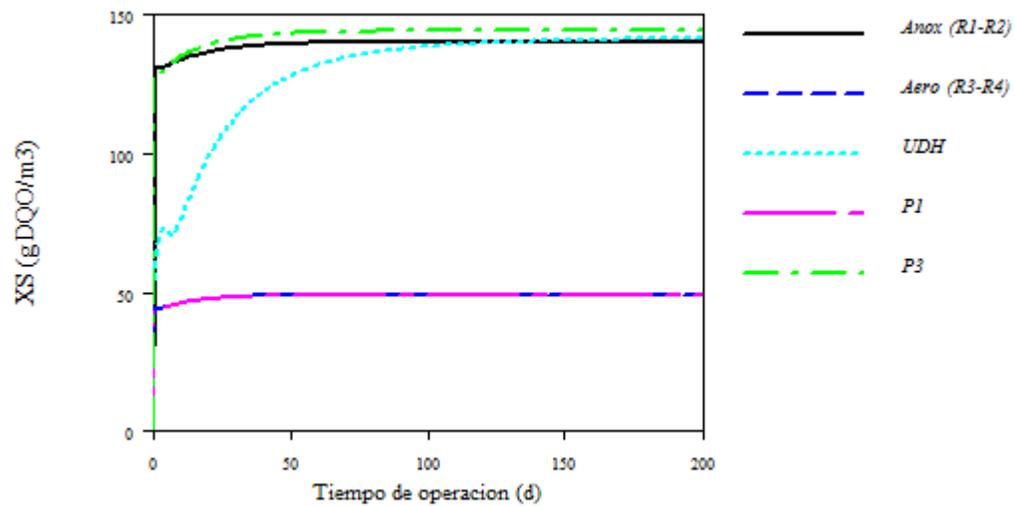
#### 4.4.2.7 Calibración de $X_S$ con $k_h$

Otra de las variables en estudio que puede ser ajustada con más de un parámetro es  $X_S$  en los reactores, el cual va a ser modificado con  $k_h$ ,  $\eta_{a_h}$  y  $\eta_{a_h\_fer}$ .

Primero, para la calibración de  $X_S$  con  $k_h$ , se puede observar en la Figura 40 que cuando (a) el valor inicial de  $k_h$  es igual a 3, el valor de  $X_S$  es igual a 77.36 g DQO/m<sup>3</sup>, y en (b) cuando el valor final de  $k_h$  es 2.2, el valor de  $X_S$  aumenta a 108.86 g DQO/m<sup>3</sup> el cual es cercano al valor buscado de 110.25 g DQO/m<sup>3</sup>. Los valores de  $X_S$  indicados son los promedios en los cuatro reactores.



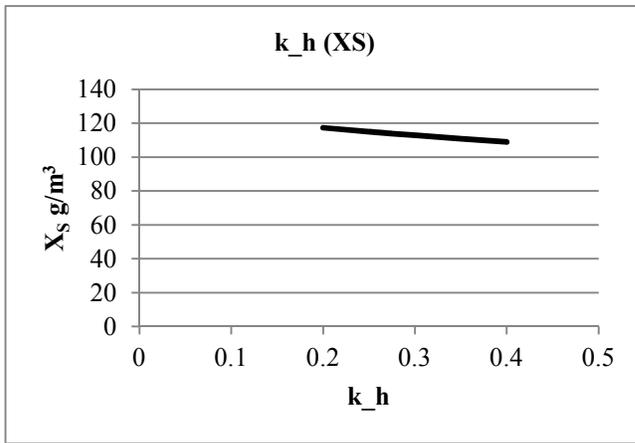
(a)



(b)

**Figura 40** Calibración de  $X_S$  con  $k_h$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.

Los resultados obtenidos al calibrar  $X_S$  con  $k_h$  son resumidos en la Figura 41.



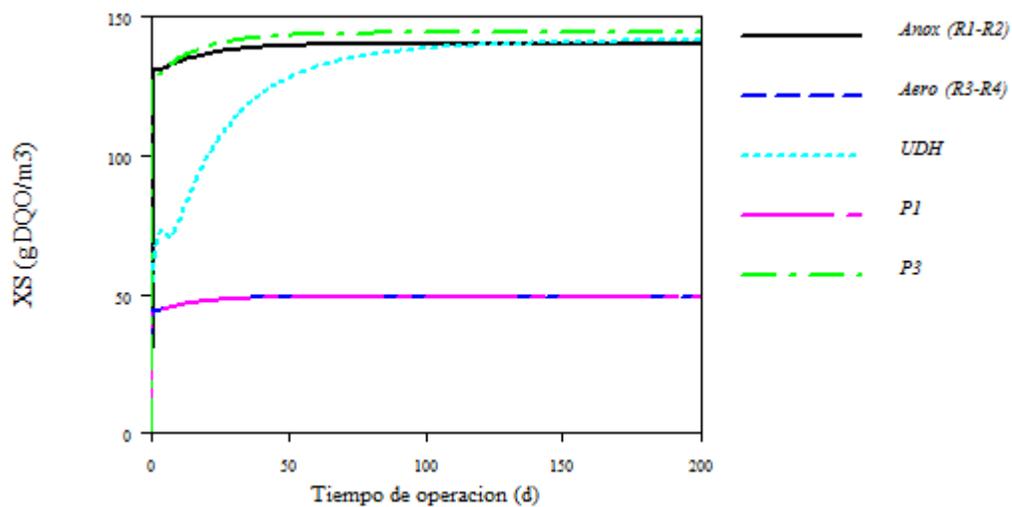
$k_h$	PROM	R1	R2	R3	R4
VALOR	110.25	144	145	91	61
3	77.3	111.6	127	48.2	22.6
2.5	91.8	124.1	140.8	68.1	34.5
2.4	96.2	128.9	144.6	73.2	38.3
2.3	101.9	132.9	150.4	80.9	43.6
<b>2.2</b>	<b>108.8</b>	<b>140.9</b>	<b>156.5</b>	<b>89.2</b>	<b>48.8</b>
2.1	119.7	149.3	165.2	106.2	58.4
2	130.5	161.1	177.8	113.9	69.4

Figura 41 Ajuste y validación de  $X_S$  con  $k_h$ .

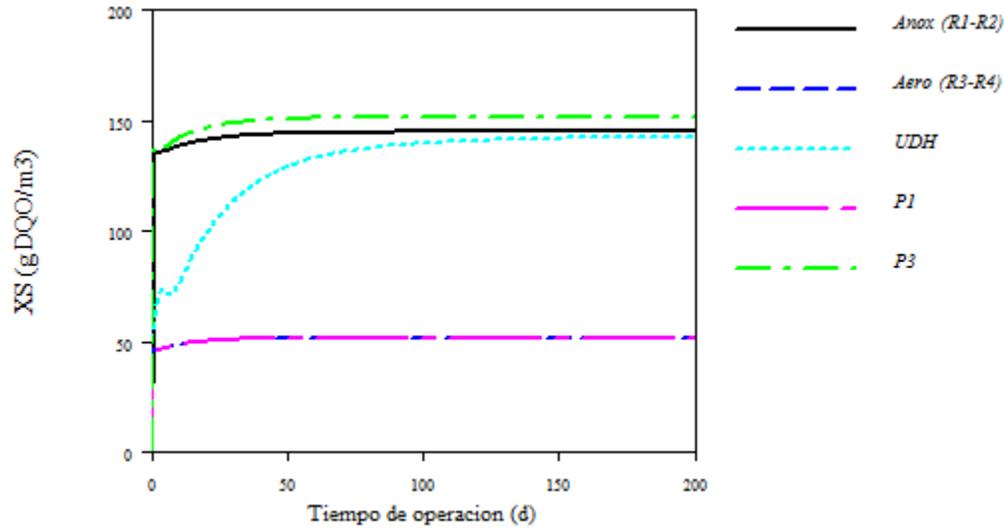
Con los valores mostrados en la Tabla que acompaña a la Figura 41 se determinó que el valor de  $k_h$  que ajusta el valor de  $X_S$ , es 2.2.

#### 4.4.2.8 Afinación adicional de $X_S$ con $\eta_{a_h}$

Para el ajuste de  $X_S$  con  $\eta_{a_h}$ , los resultados se presentan en la Figura 42 donde se puede apreciar que (a) el valor de  $X_S$  se mantiene en 108 g DQO/m<sup>3</sup> con un valor de  $\eta_{a_h}$  de 0.4 y (b) con un valor final inferior a 0.4 como por ejemplo 0.3, el valor de  $X_S$  se encuentra cerca de 112.79 g DQO/m<sup>3</sup>, el cual es el valor al que se quería aproximar.



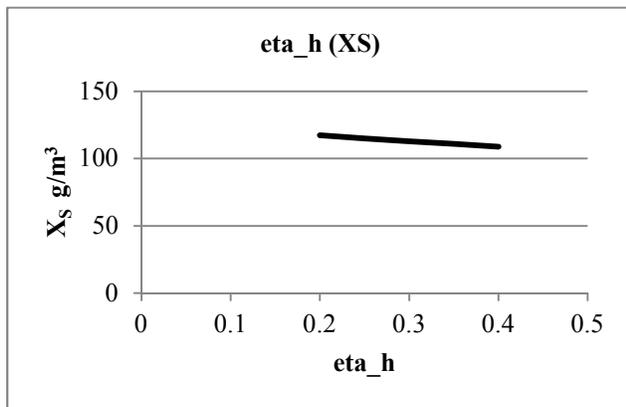
(a)



(b)

Figura 42 Calibración de  $X_S$  con  $\eta_h$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.

En la Figura 43 se presentan los resultados obtenidos con la calibración de  $\eta_h$ , en donde la Gráfica anexa muestra que no hay cambio notorio en el valor de  $\eta_h$  y por consecuencia en  $X_S$ .



eta_h	PROM	R1	R2	R3	R4	UDH
VALOR	110.25	144	145	91	61	7887
<b>0.4</b>	<b>108.875</b>	<b>140.9</b>	<b>156.5</b>	<b>89.29</b>	<b>48.81</b>	<b>141</b>
0.3	112.785	144.4	161.5	92.86	52.38	142.9
0.2	117.2725	149.6	167.5	97.62	54.37	144

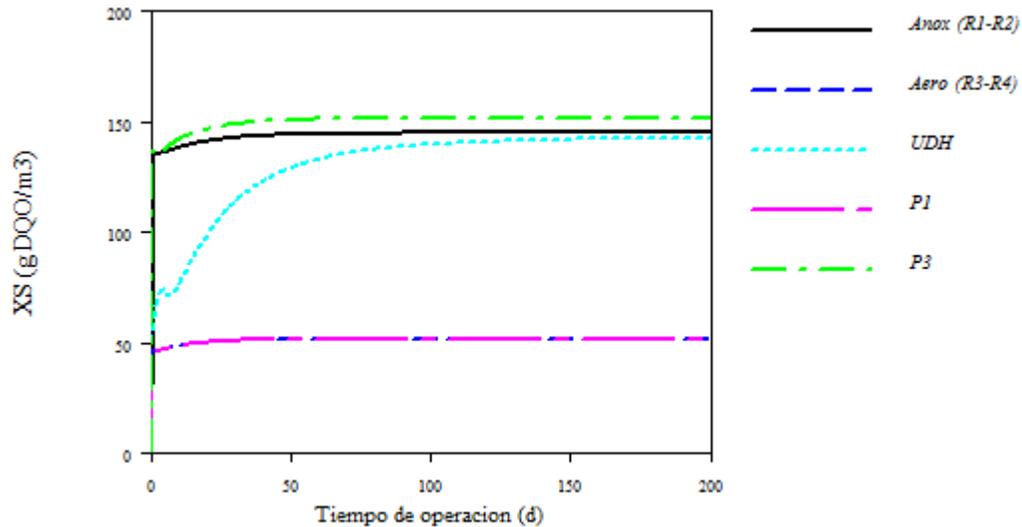
Figura 43 Ajuste y validación de  $X_S$  con  $\eta_h$ .

Con los resultados obtenidos en la Figura 43, se puede decir que finalmente no es necesario ni útil cambiar  $\eta_h$  para ajustar  $X_S$ .

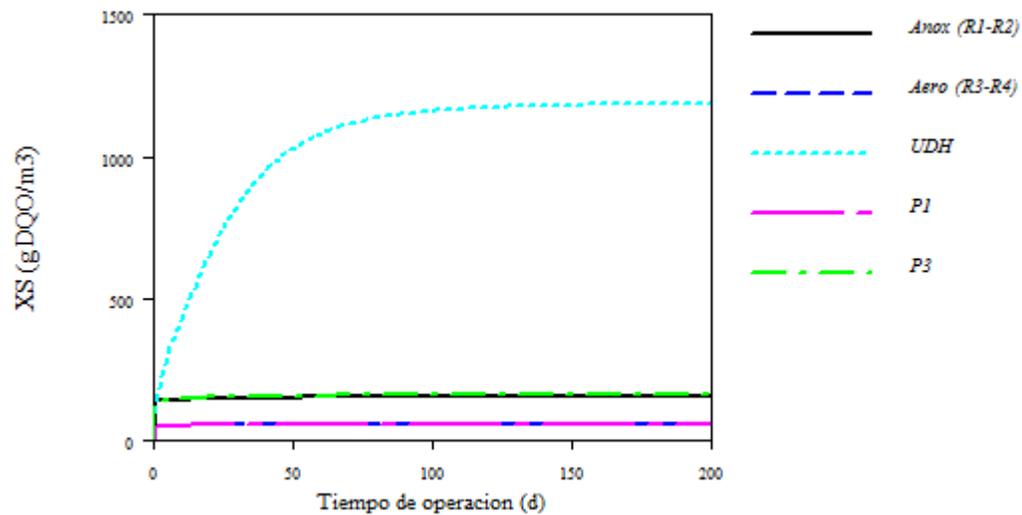
#### 4.4.2.9 Afinación adicional de $X_S$ con $\eta_{h\_fer}$

Una nueva variable que fue introducida en el modelo propuesto es  $\eta_{h\_fer}$ , para las condiciones en el UDH. En la Figura 44 se observa que (a) el valor  $\eta_{h\_fer}$

igual a 0.4 hace que el valor promedio de  $X_S$  en los cuatro reactores sea igual a  $108 \text{ g DQO/m}^3$ , el cual se ha obtenido con las calibraciones anteriores realizadas con  $k_h$  y  $\eta_{h\_fer}$ . En (b) el valor final de  $\eta_{h\_fer}$  fue puesto a 0.3 y el valor promedio de  $X_S$  se encontró a  $111.24 \text{ g DQO/m}^3$ . En el UDH se puede observar que el valor de  $X_S$  es alto, pero aun así en este modelo se tiene mayor control que el valor reportado por Johnson *et al.* (2008).



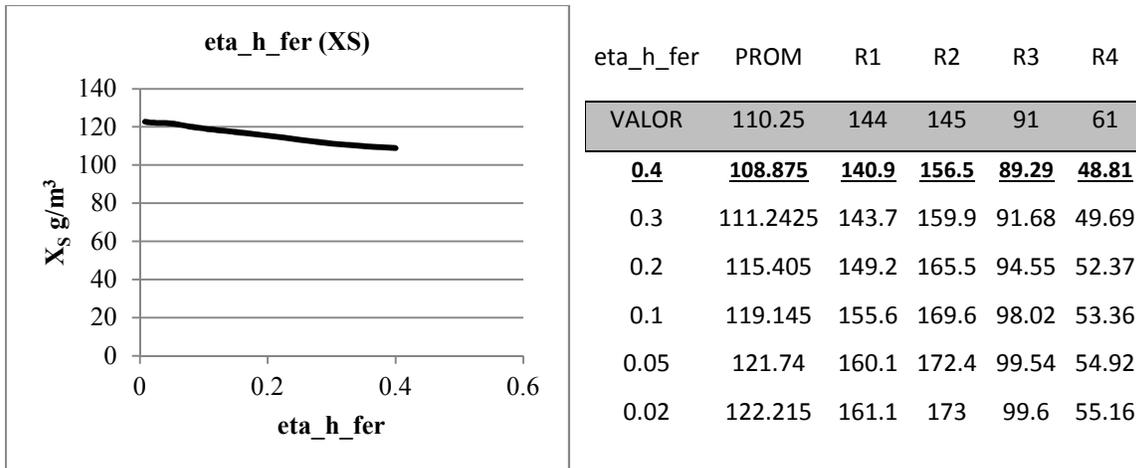
(a)



(b)

**Figura 44** Calibración de  $X_S$  con  $\eta_{h\_fer}$ ; (a) valor inicial y (b) valor final.

La Figura 45 es un resumen de los resultados obtenidos para la calibración de  $X_S$  con  $\eta_{h\_fer}$ .



**Figura 45** Ajuste y validación de  $X_S$  con  $\eta_{h\_fer}$ .

Con la Figura 45, se puede determinar que no es necesario mover el valor de  $\eta_{h\_fer}$  de 0.4 y que se debe de conservar pues no hay mayor cambio en el valor de  $X_S$  en los reactores.

#### **4.4.2.10 Calibración de $X_P$ (denotado por Johnson et al. (2008) como $X_{D,AA}$ )**

Como ya se fue demostrado en los análisis de sensibilidad, parte del ajuste de  $X_P$  se logró con mover  $frQrec\_hacia\_UDH$  y también utilizando  $k_{hp}$  con un valor de  $0.6\text{ d}^{-1}$ . Este último parámetro, como se predijo antes, no mostró ninguna sensibilidad, por lo cual no es necesario modificarla.

#### **4.4.2.11 Resumen de la calibración**

Al ir ajustando cada uno de los parámetros basado en el análisis de sensibilidad realizado a la planta hipotética ("Dulces Nombres") se pudo calibrar el modelo ASM1 modificado aplicando los datos de la planta de Johnson et al. (2008).

La Tabla 10 presenta el resumen de los valores obtenidos en la secuencia de calibración.

**Tabla 10** Resumen de los valores obtenidos en la secuencia de calibración

Parámetro calibrado	Nomenclatura	Objetivo	Valores		Unidades
			Inicial	Final	
E-Sed	Eficiencia del sedimentador	Ajustar la eficiencia del sedimentador	100	99.7	%
frQrec_hacia_físico	Fracción del caudal recirculado hacia tratamiento físico		0.05	0.9	frac.Qrec
E_Hciclon_X <sub>ISS</sub>	Eficiencia del hidrociclon X <sub>ISS</sub>	Ajustar X <sub>ISS</sub> y X <sub>I</sub>	80	80	%
E_tamiz_X <sub>I</sub>	Eficiencia del tamiz para X <sub>I</sub>		80	80	%
b <sub>H_reactor</sub>	Coeficiente de decaimiento heterotrófico en el reactor y en el UDH	Ajustar X <sub>H</sub> en el reactor y en el UDH	0.6	0.8	d <sup>-1</sup>
b <sub>H_UDH</sub>			0.6	0.4	d <sup>-1</sup>
k <sub>h</sub>	Constante de hidrólisis para X <sub>S</sub>	Ajustar X <sub>S</sub> en los reactores R3 y R4	3	2.2	d <sup>-1</sup>
eta <sub>h_fer</sub>	Factor de corrección en medio anóxico	Ajustar X <sub>S</sub> en los reactores R1 y R2	0.4	0.4	d <sup>-1</sup>
eta <sub>h</sub>	Factor de corrección en medio aeróbico	Ajustar X <sub>S</sub> en el UDH	0.4	0.4	d <sup>-1</sup>
k <sub>hp</sub>	Constante de hidrólisis para X <sub>P</sub> en el UDH	Ajustar X <sub>P</sub> en el reactor	0.6	0.6	d <sup>-1</sup>

Con los valores mostrados en la Tabla 11, se puede observar que los parámetros calibrados fueron E\_sedim, frQrec\_hacia\_físico, E\_tamiz\_X<sub>I</sub>, b<sub>H\_reactor</sub>, b<sub>H\_UDH</sub> y k<sub>h</sub> los cuales mostraron mayor sensibilidad y por consecuencia mayor impacto en las diferentes fracciones (X<sub>I</sub>, X<sub>ISS</sub>, X<sub>H</sub>, X<sub>S</sub> y X<sub>P</sub> respectivamente), aunque hubo casos en los que una fracción requería ser ajustada con dos o más parámetros como en el caso de X<sub>S</sub> que se probó de calibrar (afinar) con k<sub>h</sub>, eta<sub>h\_fer</sub> y eta<sub>h</sub>. También se puede observar que hay parámetros que afectan a dos mismas fracciones como en el caso de X<sub>ISS</sub> y X<sub>I</sub> donde ambas fueron influenciadas por frQrec\_hacia\_físico.

En la Tabla 11 se presenta el resumen de los parámetros que se modificaron y los que conservaron su valor aún después de la calibración.

<b>Tabla 11</b> Resumen de parámetros modificados y no modificados	
<b>MODIFICADO</b>	<b>NO MODIFICADO</b>
E_sed frQrec_hacia_fisico b <sub>H</sub> _reactor bh_UDH k_h	E_Hciclon_X <sub>ISS</sub> E_tamiz_X <sub>i</sub> eta_h_fer k_hp eta_h

A continuación se presenta la Tabla 12 en donde se hace una comparación de los valores obtenidos con el modelo ASM1 y los valores que fueron reportados por Johnson *et al.* (2008). Se muestran los promedios de cada fracción particulada en los 4 reactores (anóxicos y aeróbicos) y se menciona el porcentaje de diferencia en un modelo y otro, el porcentaje de calibración alcanzado, así como de manera general si el ajuste es bueno o no.

<b>Tabla 12</b> Comparación de valores Johnson <i>et al.</i> (2008) vs el ASM1 calibrado en este trabajo			
<b>Parámetro</b>	<b>Johnson <i>et al.</i> (2008) (Promedio reactores)</b>	<b>ASM1 (Promedio reactores)</b>	<b>Comentario</b>
X <sub>i</sub> g DQO/m <sup>3</sup>	43.5	53.8	El ajuste fue bueno al tener solo una diferencia del 20%, logrando calibrar al 80%.
X <sub>p</sub> g DQO/m <sup>3</sup>	28	35.2	El ajuste fue bueno al tener solo una diferencia del 21% logrando calibrar el 79%.
X <sub>s</sub> g DQO/m <sup>3</sup>	110.2	108.8	El ajuste es excelente al tener solo una diferencia del 2%, logrando calibrar el 98%.
X <sub>H</sub> g DQO/m <sup>3</sup>	1209	1285	El ajuste es bueno pues existe una diferencia del 6% logrando solo calibrar el 94%.
X <sub>ISS</sub> g SST/m <sup>3</sup>	970.5	877.7	El ajuste es muy bueno al tener solo una diferencia del 9%, logrando calibrar el 91%.

Finalmente, se puede decir que el modelo realizado en ASM1 da valores muy similares al modelo utilizado por Johnson *et al.* (2008) (ASM2d), por lo menos en los referente a los principales componentes en los reactores; lo cual indica que el proceso Canibal puede ser representado con ASM1.

---

**CONCLUSIONES Y**

---

**RECOMENDACIONES**

## CONCLUSIONES

- 1) Se pudo representar la relación de SSLM en función de  $\theta_c$ , tanto en el enfoque clásico de Metcalf y Eddy (2003), así como en ASM1, para un proceso de lodo activado convencional y un proceso de lodo activado en ausencia de purga. Con lo anterior, se pudo observar la acumulación de  $X_I$ ,  $X_{ISS}$  y  $X_P$  al establecer un SRT superior a 30 días, es decir en ausencia de purga, mientras que  $X_H$  puede ser controlado en determinado momento al mostrar que alcanza el equilibrio.
- 2) Se logró modelar y simular la remoción selectiva de  $X_I$ ,  $X_{ISS}$  y  $X_P$  tal y como sucede en el proceso Caníbal, lo cual fue alcanzado con implementar “cajas negras” virtuales para representar la remoción selectiva de  $X_I$  con un tamiz y  $X_{ISS}$  con un hidrociclón, además de extender el ASM1 para hacer que la unidad de digestión hipóxica (UDH) remueva  $X_P$ .
- 3) Con el análisis de sensibilidad, los parámetros con mayor impacto sobre las variables de respuesta fueron los caudales de recirculación hacia el tratamiento físico y hacia el UDH, las constantes de decaimiento  $b_H$  y de hidrólisis  $k_h$ , mientras que las tres nuevas constantes, propuestas para los 2 procesos de hidrólisis adicionales, mostraron sólo una mínima sensibilidad comparada a los anteriores parámetros.
- 4) Con el análisis de sensibilidad se logró desarrollar una secuencia de calibración para ajustar los resultados obtenidos en ASM1 con los datos de la planta propuesta por Johnson *et al.* (2008), que en su momento trabajó con ASM2d.
- 5) El modelo ASM1 modificado que fue propuesto fue calibrado exitosamente.
- 6) Como alternativa al ASM2d, el ASM1 es capaz de representar un proceso Caníbal para la remoción selectiva de  $X_I$ ,  $X_{ISS}$  y  $X_P$ .

## RECOMENDACIONES

- Para trabajos posteriores a este, se recomienda:
  1. Realizar trabajos de laboratorio para hallar y comprobar los mecanismos de reducción de masa y degradabilidad de  $X_p$ .
  2. Realizar un estudio más intenso sobre la funcionalidad de las configuraciones del tamiz y del hidrociclón para separar  $X_I$  y  $X_{ISS}$ .
  3. Tomar como ejemplo otra planta de tratamiento para tener más ejemplos reales y ver si se puede aplicar para diferentes casos.

---

# BIBLIOGRAFÍA

---

- CNA (2009). Inventario 2009 ([www.cna.gob.mx](http://www.cna.gob.mx)).
- Easwaran S. P., Novak J. T. y Dole M. L. (2009). Mechanism and optimization of the Cannibal process. WEFTEC 2009.
- Espinosa-Rodríguez M.A. (2010). Modelación y simulación del proceso de lodos activados de la planta de tratamiento de aguas residuales “Dulces Nombres” de Monterrey. Tesis de Doctorado en Ciencias del Agua. Facultad de Ingeniería. Universidad Autónoma del Estado de México.
- Fall C. (2005). Notas de curso. Modelación y Simulación del Proceso de Lodos Activados. Universidad Autónoma del Estado de México. Facultad de Ingeniería.
- Fall C., Díaz-Delgado C. y Chávez-Romero R. (2006). Modelación matemática de plantas de tratamiento de lodos activados. Revista Técnica de Medio Ambiente. *RETEMA*, ISSN 1130-9881. España. Vol 110. P. 32-47.
- Foladori P., Bruni L., Tamburini S. y Ziglio G. (2010-a). Direct quantification of bacterial biomass in influent, effluent and activated sludge of wastewater treatment plants by using flow cytometry. *Water Research*. Vol 44. P. 3807-3818.
- Foladori P., Tamburini S. y Bruni L. (2010-b). Bacteria permeabilisation and disruption caused by sludge reduction technologies evaluated by flow cytometry. *Water Research*. Vol 44. P. 4888-4899.
- Geoffrion-Mansour M., Dold L.P., Lamarre D., Gadbois A. y Déléris S. (2009). Characterizing hydrocyclone performance for grit removal from wastewater treatment activated sludge plants. *Minerals Engineering*. Vol 23. P. 359-364.
- Giraldo E., Goel R. y Noguera D. (2007). Modeling microbial decay in a Cannibal™ sludge minimization process. WEFTEC 2007.
- Goel R.K. y Noguera R. D. (2009). Evaluation of sludge yield and phosphorus removal in a Cannibal solids reduction process. *Journal of environmental engineering*. P. 1331-1337.

- Johnson B. R., Daigger G. T. y Novak J. T. (2008). The use of ASM based models for the simulation of biological sludge reduction processes. *Water Practice & Technology*. Vol 3. Issue 3.
- Johnson B.R., Daigger G. T. y Roehl M. (2007). Achieving 0.3 mg/l total phosphorus with the Cannibal® solids reduction process. *Water Environment Federation. Nutrient Removal*, pp. 990-996(7).
- Johnson. R. B. y Daigger G. T. (2009). Applications of variable environmental conditions on biological sludge production in wastewater treatment. *WETFEC 2009*.
- Jones R., Parker W., Zhu H., Houweling D. y Murthy S. (2009). Predicting the degradability of waste activated sludge. *Water Environment Research*. Vol 81 (8). P. 765-771.
- Liu Y. y Tay J. (2001). Strategy for minimization of excess sludge production from the activated sludge process. *Biotechnology Advances* Vol 19. P. 97-107.
- Metcalf & Eddy (2003). *Wastewater engineering, treatment and reuse*, McGraw-Hill, New York.
- Novak J. T., Chon D. H., Curtis B. y Doyle M. (2007). Biological solids reduction using the Cannibal process. *Water Environment Research*. Vol 79.
- Pérez E., Nieto P. D. y Polanco F. (2006). Sludge minimization technologies. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. 5.375–398.
- Ramdini A., Dold P., Déléris S., Lamarre D. y Gadbois A. (2010). Biodegradation of the endogenous residue of activated sludge. *Water Research*. Vol 44. P. 2179-2188.
- Reichert P., Von Shulthess R. and Wild D. (1995). The use of AQUASIM for estimating parameter activated sludge models. *Wat. Sci. Tech*. Vol. 31 (2). P. 135-137.
- Rigola L. M. (1989). *Tratamiento de aguas industriales: aguas de proceso y residuales*. Alfaomega-Marcombo

- Roeleveld P. J. y Van Loosdrecht M.C.M. (2002). "Experience with guidelines for wastewater characterization in The Netherlands". *Water Science and Technology*. Vol 45(6). P. 77-87.
- Ruiken C. J., Klaversma E. y Van Loosdrecht M.C.M. (2011). Removal of toilet paper from influent of municipal wastewater treatment by sieves. *Proceedings of the 11th IWA Specialized Conference On Design, Operation and Economics of Large Wastewater Treatment Plants*, P. 43-49, ISBN:978-963-08-2207-7, International Water Association, Budapest, Hungary, 4-8 Sept.
- Sun L., Randall C. W y Novak J. T. (2010). The influence of sludge interchange times on the oxic-settling-anoxic process. *Water Environment Research*, Vol 82 (6). P. 519-523.
- Task Group (1987). Henze M., Gujer W., Mino T. y Van Loosdrecht M. V. (2002). *Activated sludge models, ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3*. IWA Publishing, London, UK, 130p.
- Tomei C. M., Rita S. y Mininni G. (2011-a). Performance of sequential anaerobic/aerobic digestion applied to municipal sewage sludge. *Journal of Environmental Management*. Vol 92. P. 1867-1873.
- Tomei C. M., Rita S. y Mininni G. (2011-b). Sequential anaerobic/aerobic digestión of waste activated sludge: analysis of the process performance and kinetic study. *New Biotechnology*. Vol 00. P. 1-6.
- Wang Q., Ai H., Li X., Liu H. y Xie W. (2007). Pilot-scale study of biomass reduction in wastewater treatment. *Water environment research*. Vol 79 (5). P.521-527.
- Wei Y., Van Houtenb R. T., Borgerb A. R., Eikelboomb D. H. y Fan Y., (2003). Minimization of excess sludge production for biological wastewater treatment. *Water Research*. Vol 37. P. 4453–4467.

---

# **A N E X O S**

---

**Anexo 1 Modelo ASM1 en notación matricial**

Componentes → i j Procesos, ↓	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Tasas de reacción, ρ <sub>j</sub> (M L <sup>-3</sup> T <sup>-1</sup> )
	S <sub>i</sub>	S <sub>s</sub>	X <sub>i</sub>	X <sub>s</sub>	X <sub>B,H</sub>	X <sub>B,A</sub>	X <sub>p</sub>	S <sub>O</sub>	S <sub>NO</sub>	S <sub>NH</sub>	S <sub>ND</sub>	X <sub>ND</sub>	S <sub>ALK</sub>	
1. Crecimiento aeróbico de heterótrofos		- 1/Y <sub>H</sub>			1			-(1-Y <sub>H</sub> )/ (Y <sub>H</sub> )		-i <sub>XB</sub>			i <sub>XB</sub> /14	$\mu_{H,max} \left[ \frac{S_o}{K_{O,H} + S_o} \right] \left[ \frac{S_s}{K_s + S_s} \right] X_{B,H}$
2. Crecimiento anóxico de heterótrofos		- 1/Y <sub>H</sub>			1			-(1-Y <sub>H</sub> )/ (2.86 Y <sub>H</sub> )		-i <sub>XB</sub>			$\left[ \frac{(1/Y_H)}{(14 \cdot 2.86 Y_H)} - i_{XB}/14 \right]$	$\mu_{H,max} \left[ \frac{S_s}{K_s + S_s} \right] \left[ \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_o} \right] \left[ \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] \eta_g X_{B,H}$
3. Crecimiento aeróbico de autótrofos						1		-( 4.57- Y <sub>A</sub> )/ (Y <sub>A</sub> )	1/Y <sub>A</sub>	-i <sub>XB</sub> - (1/Y <sub>A</sub> )			$\left( \frac{-i_{XB}/14}{-(1/7 Y_A)} \right)$	$\mu_{H,max} \left[ \frac{S_o}{K_{O,A} + S_o} \right] \left[ \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \right] X_{B,A}$
4. Decaimiento de heterótrofos				1- f <sub>p</sub>	-1		f <sub>p</sub>					i <sub>XB</sub> - f <sub>p</sub> i <sub>XP</sub>		b <sub>H</sub> X <sub>B,H</sub>
5. Decaimiento de autótrofos				1- f <sub>p</sub>		-1	f <sub>p</sub>					i <sub>XB</sub> - f <sub>p</sub> i <sub>XP</sub>		b <sub>A</sub> X <sub>B,A</sub>
6. Amonificación de N orgánico soluble										1	-1		1/14	k <sub>a</sub> S <sub>ND</sub> X <sub>B,H</sub>
7. Hidrólisis de material orgánico particulado		1		-1										$k_h \frac{X_s/X_{B,H}}{K_x + (X_s/X_{B,H})} \left[ \left( \frac{S_o}{K_{O,H} + S_o} \right) + \eta_h \left( \frac{K_{O,H}}{K_{O,H} + S_o} \right) \left( \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right) \right] X_{B,H}$
8. Hidrólisis del nitrógeno orgánico enredado											1	-1		ρ <sub>7</sub> (X <sub>ND</sub> /X <sub>s</sub> )
Tasa de conversión Total (observada)	$r_i \text{ neta} = \sum v_{ji} \rho_j$													

**Parámetros estequiométricos**

Rendimiento de los heterótrofos.....Y<sub>H</sub>  
 Rendimiento de los autótrofos.....Y<sub>A</sub>  
 Fracción de biomasa que se transforma en productos inertes.....f<sub>p</sub>  
 Masa de N por unidad de biomasa en DQO.....i<sub>XB</sub>  
 Masa de N por unidad de productos residuales en DQO.....i<sub>XP</sub>

**Componentes**

S <sub>i</sub> : mat. orgánica inerte soluble, M(DQO)L <sup>-3</sup> S <sub>s</sub> :mat. org. rápidamente biodegradable, M(DQO)L <sup>-3</sup> X <sub>i</sub> :mat. org. inerte en forma particulada, M(DQO)L <sup>-3</sup> X <sub>s</sub> : mat. org. lentamente biodegradable, M(DQO)L <sup>-3</sup> X <sub>B,H</sub> : biomasa heterótrofa activa, M(DQO)L <sup>-3</sup> X <sub>B,A</sub> : biomasa autótrofa activa, M(DQO)L <sup>-3</sup> X <sub>p</sub> : Productos particulados inertes procedentes del decaimiento, M(DQO)L <sup>-3</sup>	S <sub>O</sub> : oxígeno disuelto (DQO negativa), M-(DQO)L <sup>-3</sup> S <sub>NO</sub> : N en nitratos y nitritos, M(N) L <sup>-3</sup> S <sub>NH</sub> : N <sub>-</sub> NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> +N <sub>-</sub> NH <sub>3</sub> , M(N) L <sup>-3</sup> S <sub>ND</sub> : N orgánico soluble biodegradable, M(N) L <sup>-3</sup> X <sub>ND</sub> : N orgánico particulada biodegradable, M(N)L <sup>-3</sup> S <sub>ALK</sub> : Alcalinidad: unidades molares
--	---

**Parámetros cinéticos**

- Crecimiento y decaimiento de heterótrofos: μ<sub>H,max</sub>, K<sub>s</sub>, K<sub>O,H</sub>, K<sub>NO</sub>, b<sub>H</sub>
- Crecimiento y decaimiento de autótrofos: μ<sub>H,max</sub>, K<sub>NH</sub>, K<sub>O,A</sub>, b<sub>A</sub>
- Factor de corrección para el crecimiento de autótrofos en medio anóxico: η<sub>g</sub>
- Hidrólisis: k<sub>h</sub>, K<sub>x</sub>
- Amonificación: k<sub>a</sub>
- Factor de corrección para la hidrólisis en medio anoxico: η<sub>h</sub>

Anexo 2 Datos de la planta Caníbal descrita por Johnson <i>et al.</i> (2008)									
CONCENTRACIÓN DE COMPONENTES			Alimentación	Retorno de lodo (UDH)	Reactor de intercambio	Reactor #1 Anóxico	Reactor #2 Anóxico	Reactor #1 Aeróbico	Reactor #2 Aeróbico
S <sub>O2</sub>	Oxígeno disuelto	mg O <sub>2</sub> /L	0.00	0.00	0.01	0.01	0.00	2.00	2.00
S <sub>F</sub>	Sustrato soluble fermentable	mg COD/L	101.02	1.14	1.82	3.18	0.80	0.83	1.14
S <sub>A</sub>	Productos solubles fermentables	mg COD/L	25.26	0.00	199.21	0.56	0.40	0.01	0.00
S <sub>I</sub>	Inertes solubles	mg COD/L	15.79	15.8	15.6	15.8	15.8	15.8	15.8
S <sub>NH4</sub>	Nitrógeno amoniacal soluble	mg N/L	30.00	0.07	291.20	8.31	9.13	0.78	0.07
S <sub>N2</sub>	Gas nitrógeno disuelto	mg N/L	0.00	29	217	27	27	28	29
S <sub>NO3</sub>	Nitratos / nitritos solubles	mg N/L	0.00	6.56	0.0	0.8	0.1	6.2	6.6
S <sub>PO4</sub>	Fósforo inorgánico soluble	mg P/L	2.18	1.46	929	8.45	14.03	1.12	1.46
S <sub>ALK</sub>	Alcalinidad	moles/m <sup>3</sup>	5.00	2.88	9.2	3.8	3.8	3.0	2.9
X <sub>I</sub>	Partículas inertes	mg COD/L	58.06	98	340	47	47	47	33
X <sub>S</sub>	Sustrato lentamente biodegradable	mg COD/L	326.32	183	7,887	144	145	91	61
X <sub>H</sub>	Organismos heterotróficos	mg COD/L	0.00	3,629	679	1,208	1,197	1,215	1,216
X <sub>PAO</sub>	Acumulación de organismos por fosfato	mg COD/L	0.00	2,720	4,042	908	907	916	912
X <sub>PP</sub>	Polifosfatos	mg P/L	0.00	786.9	4.1	256.7	251.4	264.0	263.8
X <sub>PHA</sub>	Almacenamiento de productos PAO	mg COD/L	0.00	0.9	5,062	17.5	30.7	3.1	0.3
X <sub>AUT</sub>	Organismos autotróficos	mg COD/L	0.00	274	330	91	91	92	92
X <sub>SST</sub>	Sólidos suspendidos totales (SSLM)	mg /L	314.10	10,236	13,899	3,480	3,461	3,470	3,431
X <sub>MeOH</sub>	Hidróxidos metálicos	mg /L	0	0	0	0	0	0	0
X <sub>MeP</sub>	Metales	mg /L	0	0	0	0	0	0	0
X <sub>d,aa</sub> *	Productos del decaimiento aeróbico/anóxico	mg COD/L	0.00	2,914	582	967	967	972	977
<b>Información del reactor</b>									
Volumen de reactor		m <sup>3</sup>			1,893	871	871	3,483	3,483
<b>Balance de salida</b>									
Alimentación de materia primaria al reactor		m <sup>3</sup> /día	11,735			11,735			
Flujo previo en el reactor		m <sup>3</sup> /día				42.4	46,939	46,939	46,939
Recirculación en el reactor		m <sup>3</sup> /día				29,337			
<b>Del reactor</b>						Aero # 2			
RAS en el reactor		m <sup>3</sup> /día		5,867	147	5,721			
Otros flujos en el reactor		m <sup>3</sup> /día			-105	105			-1.3
Efluente del reactor		m <sup>3</sup> /día			42	46,939	46,939	46,939	17,601
Lodos activos residuales		m <sup>3</sup> /día		32					

\* Nota: X<sub>d,aa</sub> es X<sub>P</sub>

### ANEXO 3 Método físico-químico de caracterización STOWA

Para obtener las fracciones de DQO, se utilizó el método físico-químico de la STOWA bajo el siguiente procedimiento:

#### DQO<sub>T</sub>

Se tomaron 2 mL de agua residual cruda del efluente, influente y del licor mezclado se colocaron en tubos HACH para prueba de DQO de un rango de 150 mg/L, y se colocaron en un digestor a 150° C durante 2 horas, agitándolos en intervalos de 30 minutos.

#### DQO<sub>S</sub>

Para la medición de la DQO<sub>S</sub> las muestras del efluente e influente se tomaron 10 mL los cuales primero se filtraron al vacío con filtro Whatman de 1.2 µm el cual se humedeció filtrando agua destilada para posteriormente filtrar cada una de las muestras. Esto se realizó debido a que el agua presentaba sólidos de gran tamaño que iban a impedir la lectura de los tubos de ensayo en el medidor de DQO. La muestra filtrada se recolectó en viales de 10 mL para ser filtradas por membrana de 0.45 µm, filtrado que se recolectó en otro vial del cual se tomaron los 2 mL de muestra para colocarla en los tubos HACH y así poder obtener la DQO<sub>S-0.45</sub>.

Después de que las muestras fueron filtradas y puestas en los tubos Hatch, se pusieron a calentar en un digestor a 150°C durante 2 horas y agitándolas cada 30 minutos hasta que el reactivo contenido en los tubos se agotara. Se dejaron enfriar las muestras para tomar la lectura de la DQO<sub>T</sub> para el efluente, influente y licor mezclado y la DQO<sub>S</sub> y para el efluente e influente.

Los resultados obtenidos en esta parte se muestran en la Tabla A-1 ya que como se mencionó se realizaron únicamente para implementar y conocer el protocolo de STOWA. Los resultados no fueron de todo coherentes y no fueron utilizados en el trabajo.

<b>Tabla A-1 Resultados fraccionamiento planta "Toluca Norte"</b>						
<b>MUESTRA</b>	<b>DÍA</b>					
	<b>MARTES 03/05/2011</b>	<b>MIÉRCOLES 04/05/2011</b>	<b>JUEVES 05/05/2011</b>	<b>VIERNES 06/05/2011</b>	<b>LUNES 09/05/2011</b>	<b>MARTES 10/05/2011</b>
<b>DQO TOTAL</b>						
<b>Influente crudo 1</b>	<b>426*</b>	<b>203*</b>	<b>362*</b>	<b>214</b>	<b>142</b>	<b>288</b>
<b>Influente crudo 2</b>	<b>438*</b>	<b>216*</b>	<b>271*</b>	<b>198</b>	<b>131</b>	<b>216</b>
<b>Efluente crudo 1</b>	<b>45</b>	<b>146</b>	<b>155</b>	<b>76</b>	<b>105</b>	<b>70</b>
<b>Efluente crudo 2</b>	<b>46</b>	<b>147</b>	<b>160</b>	<b>86</b>	<b>110</b>	<b>78</b>
<b>DQO SOLUBLE</b>						
<b>Influente filtrado 1</b>	<b>127</b>	<b>144</b>	<b>134</b>	<b>186</b>	<b>126</b>	<b>56</b>
<b>Influente filtrado 2</b>	<b>131</b>	<b>149</b>	<b>290</b>	<b>189</b>	<b>125</b>	<b>57</b>
<b>Efluente filtrado 1</b>	<b>91</b>	<b>106</b>	<b>102</b>	<b>73</b>	<b>74</b>	<b>54</b>
<b>Efluente filtrado 2</b>	<b>93</b>	<b>112</b>	<b>108</b>	<b>75</b>	<b>74</b>	<b>69</b>
<b>Licor mezclado 1</b>	<b>87</b>	<b>82</b>	<b>101</b>	<b>61</b>	<b>62</b>	<b>50</b>
<b>Licor mezclado 2</b>	<b>88</b>	<b>82</b>	<b>105</b>	<b>60</b>	<b>51</b>	<b>60</b>

\* Muestras filtradas a 1.2  $\mu\text{m}$

### Anexo 4 Resultados con ecuación Metcalf y Eddy (2003) en SSV

#### Coefficientes cinéticos

k=	5	g DQO/g SSV · d
Y=	0.4	g SSV/g DQO usado
kd=	0.1	g DQO/g SSV · d
ks=	40	g DQO/m <sup>3</sup>
fd=	0.2	g SSV/ gSSV
i <sub>vt</sub> =	0.77	SSV/SST
i <sub>qv</sub>	1.57	DQO/SSV
τ =	0.39	1/d

#### Características de la planta de tratamiento

Q <sub>entrada</sub> =	49000	m <sup>3</sup> /d
Q <sub>recirculación</sub> =	54864	m <sup>3</sup> /d
V=	19120	m <sup>3</sup>
X <sub>so</sub> =	212.2	g/m <sup>3</sup>
S <sub>so</sub> =	225.8	g/m <sup>3</sup>
(X <sub>o,i</sub> ) nbSSV=	12.05	g/m <sup>3</sup>
(SO) = bsDQO=	438	g/m <sup>3</sup>
S=	0	

SRT	Biomasa heterotrófica X <sub>H</sub>	Células Muertas X <sub>P</sub>	SSV en el influente X <sub>i</sub>	X <sub>T</sub> (SSV)
0	0.00	0.00	0.00	0.00
1	408.39	8.17	30.90	447.46
2	748.72	29.95	61.79	840.46
3	1036.69	62.20	92.69	1191.58
4	1283.52	102.68	123.59	1509.79
5	1497.44	149.74	154.49	1801.67
6	1684.62	202.15	185.38	2072.15
7	1849.77	258.97	216.28	2325.02
8	1996.58	319.45	247.18	2563.21
9	2127.94	383.03	278.08	2789.04
10	2246.15	449.23	308.97	3004.36
11	2353.11	517.68	339.87	3210.67
12	2450.35	588.08	370.77	3409.20
13	2539.13	660.17	401.67	3600.97
14	2620.51	733.74	432.56	3786.82
15	2695.38	808.62	463.46	3967.46
16	2764.50	884.64	494.36	4143.50
17	2828.49	961.69	525.26	4315.43
18	2887.91	1039.65	556.15	4483.71
19	2943.24	1118.43	587.05	4648.72
20	2994.87	1197.95	617.95	4810.77
30	3369.23	2021.54	926.92	6317.69
40	3593.85	2875.08	1235.90	7704.82
50	3743.59	3743.59	1544.87	9032.05
60	3850.55	4620.66	1853.85	10325.05
70	3930.77	5503.08	2162.82	11596.67
80	3993.16	6389.06	2471.79	12854.02
90	4043.08	7277.54	2780.77	14101.38
100	4083.92	8167.83	3089.74	15341.49
120	4146.75	9952.19	3707.69	17806.63

---

---

140	4192.82	11739.90	4325.64	20258.36
160	4228.05	13529.77	4943.59	22701.42
180	4255.87	15321.13	5561.54	25138.54
200	4278.39	17113.55	6179.49	27571.43

#### 4.1 Resultados con ecuación Metcalf y Eddy (2003) en DQO

SRT	Biomasa heterotrófica $X_H$	Células Muertas $X_P$	SSV en el influente $X_i$	$X_T$ (DQO)
0	0	0	0	0
1	641	13	49	703
2	1175	47	97	1320
3	1628	98	146	1871
4	2015	161	194	2370
5	2351	235	243	2829
6	2645	317	291	3253
7	2904	407	340	3650
8	3135	502	388	4024
9	3341	601	437	4379
10	3526	705	485	4717
11	3694	813	534	5041
12	3847	923	582	5352
13	3986	1036	631	5654
14	4114	1152	679	5945
15	4232	1270	728	6229
16	4340	1389	776	6505
17	4441	1510	825	6775
18	4534	1632	873	7039
19	4621	1756	922	7298
20	4702	1881	970	7553
30	5290	3174	1455	9919
40	5642	4514	1940	12097
50	5877	5877	2425	14180
60	6045	7254	2911	16210
70	6171	8640	3396	18207
80	6269	10031	3881	20181
90	6348	11426	4366	22139
100	6412	12823	4851	24086
120	6510	15625	5821	27956
140	6583	18432	6791	31806
160	6638	21242	7761	35641
180	6682	24054	8732	39468
200	6717	26868	9702	43287

### Anexo 4.2 Resultados con ecuación Metcalf y Eddy (2003) en SST

SRT	Biomasa heterotrófica $X_H$	Células Muertas $X_P$	SSV en el influente $X_i$	$X_T$ (DQO)	ISS
0	0	0	0	0	0
1	530	11	40	581	134
2	972	39	80	1092	251
3	1346	81	120	1548	356
4	1667	133	161	1961	451
5	1945	194	201	2340	538
6	2188	263	241	2691	619
7	2402	336	281	3020	694
8	2593	415	321	3329	766
9	2764	497	361	3622	833
10	2917	583	401	3902	897
11	3056	672	441	4170	959
12	3182	764	482	4428	1018
13	3298	857	522	4677	1076
14	3403	953	562	4918	1131
15	3500	1050	602	5153	1185
16	3590	1149	642	5381	1238
17	3673	1249	682	5604	1289
18	3751	1350	722	5823	1339
19	3822	1453	762	6037	1389
20	3889	1556	803	6248	1437
30	4376	2625	1204	8205	1887
40	4667	3734	1605	10006	2301
50	4862	4862	2006	11730	2698
60	5001	6001	2408	13409	3084
70	5105	7147	2809	15061	3464
80	5186	8297	3210	16694	3840
90	5251	9451	3611	18313	4212
100	5304	10608	4013	19924	4583
120	5385	12925	4815	23125	5319
140	5445	15247	5618	26310	6051
160	5491	17571	6420	29482	6781
180	5527	19898	7223	32647	7509
200	5556	22225	8025	35807	8236

Anexo 5 (ver disco) “Listado del programa en AQUASIM de un sistema de lodos activados convencional”

Anexo 6 (ver disco) “Listado del programa en AQUASIM de un proceso Caníbal (Análisis de sensibilidad)”

Anexo 7 (ver disco) “Listado del programa en AQUASIM modelo de Johnson *et al.* (2008)”