



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



**MODELACIÓN Y SIMULACIÓN DEL PROCESO
DE LODOS ACTIVADOS DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE
AGUAS RESIDUALES “DULCES NOMBRES” DE MONTERREY**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

**DOCTOR EN INGENIERÍA CON
ÉNFASIS EN CIENCIAS DEL AGUA**

Presenta

M. en C. Miguel Ángel Espinosa Rodríguez

**Director
Dr. Cheikh Fall**

**Codirector
Dr. Mario Esparza Soto**



Toluca, Estado de México, Noviembre de 2010

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por darme la vida y la salud para alcanzar este éxito y continuar con el trabajo que me tiene encomendado hasta el último día de mi existencia. *Dios jamás ha colocado a nadie en un lugar demasiado pequeño para que no pueda crecer. Aquél que quiere lograr poco, tiene que sacrificar poco; aquél que quiere lograr mucho, debe sacrificar mucho; aquél que quiere llegar hasta lo alto tiene que sacrificarse grandemente.*

Al Consejo de Ciencia y Tecnología (CONACYT), por haberme apoyado con una beca para la realización de mis estudios de Doctorado. *Muchos de nosotros pasamos la vida en busca del éxito, cuando por lo común está tan cerca que podemos estirar la mano y tocarlo.*

A la UAEM y en especial al CIRA, por ocuparse en formar profesionistas capaces de aplicar sus conocimientos en bien de la sociedad, del medio ambiente y por ende del País. *En nuestro enfoque del conocimiento, debemos entender que la preparación es un proceso constante que no tiene fin. Debe moverse eternamente y jamás permanecer estático. La escuela nunca termina para la persona que en realidad desea triunfar. Casi toda la enseñanza presupone que el dominio técnico no es el medio, sino el fin. Pero la habilidad técnica no posee una vida propia; simplemente nos deja en libertad para entregarnos por completo.*

Al Dr. Cheikh Fall por haberme brindado sus conocimientos y conducirme hasta la culminación de mis estudios de Posgrado. Sin su apoyo no hubiese podido alcanzar esta meta tan importante en mi vida. *No cabe duda que el éxito o el fracaso, a menudo llegan sobre alas que nos parecen misteriosas.*

Agradecimientos especiales al Dr. Mario Esparza Soto por su codirección y también a la Dra. Verónica Martínez Miranda, Dra. María del Carmen Jiménez Moleón, Dra. Thelma Beatriz Pavón Silva y al Dr. Carlos Solís Morelos por las sugerencias y comentarios tan valiosos en la revisión de esta tesis. *De ellos aprendí que mientras mayor es el número de formas que empleamos para*

estudiar un problema, mayores serán las probabilidades de encontrar una solución satisfactoria.

A la UNESCO-IHE (proyecto PvW#06045) y a la Secretaría de Investigación y Estudios Avanzados de la UAEM (proyecto UAEM#2581/2007) por sus apoyos financieros otorgados para la realización de este proyecto de investigación llevado a cabo en Monterrey, Nuevo León. *Existe una gran diferencia entre desear una cosa y estar preparado para recibirla. Nadie está preparado para recibir algo si antes no cree que puede adquirirlo. El estado mental debe ser de creer, no de una simple esperanza o deseo. Una mente receptiva es esencial para creer.*

A Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey (SADM) por su apoyo y facilidades para el desarrollo del proyecto realizado en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales “Dulces Nombres”. Especialmente para el personal de la planta y de laboratorio que se involucraron para llevar a cabo esta investigación. *Siempre he dicho que la mayor parte de las cosas que deseo de la vida debo obtenerlas de las personas. No existe persona alguna “que se haya hecho por esfuerzo propio”. Quienes en verdad se han ganado el respeto y la admiración del mundo por sus sobresalientes logros, siempre están prestos a señalar a las incontables manos que los ayudaron a todo lo largo de su vida para llegar hasta el pináculo.*

“En cierto sentido, el fracaso es el camino del éxito, ya que cada descubrimiento de lo que es falso nos lleva a buscar con ansia lo que es verdadero, y cada nueva experiencia nos señala alguna forma de error que más adelante evitaremos con sumo cuidado”

DEDICATORIAS

A mi padre (Q.E.P.D)

Por haber confiado siempre en mí en el logro de mis metas e inculcarme el valor del trabajo, que a la postre ha sido su más grande legado. Finalmente he comprendido que con trabajo arduo y con perseverancia se alcanzan los sueños. *En todos los asuntos humanos hay esfuerzos y también hay resultados, y la firmeza del esfuerzo es la medida del resultado. No lo es el azar. Los dones, la fortaleza, las posesiones materiales, intelectuales y espirituales son los frutos del esfuerzo; son pensamientos llevados a su término; son logros y visiones realizadas.*

A mi madre

Por darme su amor y bendiciones día con día, y por hacer de mí una persona con valores y con sueños. Sus desvelos y las ganas de hacer de mí un hombre de bien son cosas que no olvido y agradezco, inclusive han sido motivos para alcanzar mis metas. *Los teóricos declaran, “piensa en grande, visualiza la grandeza, espera en grande y muéstrate agradecido”.*

A mi esposa

Por entregarme su amor y su confianza aún en los momentos más difíciles. Por creer en mí y empujarme para lograr esta meta. Sin duda, lo que constituye la felicidad no es tanto lo mucho que poseemos, sino qué tanto lo disfrutamos. *Muy rara vez pensamos en lo que tenemos, pero siempre pensamos en aquello de lo que carecemos.*

A mis hijos

Los cuales son el motivo de mis triunfos y satisfacciones. *A ellos les digo que el secreto de una vida de éxito es levantarse por encima de sus fracasos hasta alcanzar sus buenos momentos.*

ÍNDICE

	Pág.
Índice de figuras	7
Índice de tablas	9
Lista de abreviaturas	12
Resumen	15
Abstract	17
1. Introducción	19
2. Antecedentes	22
2.1 Principios del tratamiento biológico de aguas residuales en lodos activados	22
2.2 Normatividad	26
2.3 Presentación de la planta de tratamiento “Dulces Nombres”	28
2.4 Modelos para simulación de proceso de lodos activados	32
2.5 Pruebas de trazador y modelos hidráulicos	37
2.6 Sedimentación: Importancia y métodos de evaluación	40
3. Estado de arte	42
3.1 Limitaciones de los modelos ASM1 y ASM3 de lodos activados	42
3.2 Protocolos de calibración	45
3.3 Aplicaciones de modelación en plantas de tratamiento	59
4. Planteamiento de la investigación	61
4.1 Justificación	61
4.2 Hipótesis	63
4.3 Objetivos	63
5. Metodología	65
5.1 Meta de la modelación y simulación	65
5.2 Delimitación del proceso para la modelación	65
5.3 Sub-partes del estudio y estrategia general de calibración	66
5.4 Programa de medición de flujos	67
5.5 Campaña de muestreo y análisis	70
5.6 Protocolos de caracterización (STOWA y WERF)	77
5.7 Parámetros cinéticos y estequiométricos	78
5.8 Pruebas de trazador y de sedimentación de lodos	80

	Pág.
6. Medición de flujos (Resultados y discusiones)	82
6.1 Flujos promedios diarios (7 días de campaña)	82
6.2 Perfil diurno promedio de los flujos (2 días de campaña)	86
7. Caracterización (Resultados y discusiones)	88
7.1 Muestras compuestas diarias (campaña de 7 días)	88
7.2 Muestras diurnas en segunda etapa (2 días)	92
7.3 Efecto del tamaño de poro en los parámetros solubles	96
7.4 Relaciones empíricas entre las concentraciones	98
7.5 Fraccionamiento de la DQO y N con diferentes protocolos	100
8. Perfiles operacionales en el proceso (Resultados y discusiones)	108
8.1 Perfil de DQO soluble en los tanques de aireación	108
8.2 Perfil de oxígeno disuelto (OD) en los reactores	111
8.3 Perfil de temperatura en los reactores	114
8.4 Perfil de la tasa de consumo de oxígeno (OUR) a lo largo de los reactores	116
9. Coeficientes cinéticos y estequiométricos (μ_H, b_H, Y_H) en el rango de 20 a 32°C (Resultados y discusiones)	121
9.1 Coeficiente de rendimiento heterotrófico, Y_H	121
9.2 Tasa constante de decaimiento de biomasa heterotrófica, b_H	122
9.3 Tasa constante de crecimiento de biomasa heterotrófica, μ_{HMAX}	126
9.4 Comparación de Y_H , b_H y μ_{HMAX} contra promedios de la literatura	131
10. Calibración del modelo de la PTAR (Resultados y discusiones)	133
10.1 Consideraciones generales	133
10.2 Dimensiones físicas de las unidades de tratamiento	135
10.3 Síntesis de los datos de caracterización y perfiles operacionales	136
10.4 Balance de materia y datos de reajuste	137
10.5 Diagrama de flujo implementado en el simulador	142
10.6 Secuencia de ajuste de los parámetros durante la calibración	145
10.6.1 Reajuste del caudal de purga, Q_{WAS}	146
10.6.2 Calibración de SST en el RAS	148
10.6.3 Calibración de la PTAR total	149
10.6.4 Calibración de la PTAR total después de instalar el denitrificador virtual	151
10.7 Escenarios de ampliación de la PTAR “Dulces Nombres”	153
10.7.1 Capacidad límite actual de la planta	153
10.7.2 Ampliación de volúmenes en tanques requeridos para tratar 2,500 L/s o más	155

	Pág.
11. Conclusiones y recomendaciones	160
12. Bibliografía	163
Anexos	
Anexo 1. Notación matricial del modelo ASM1	171
Anexo 2. Anexo fotográfico del sistema de lodos activados, del PTAR programa de medición de flujos y del programa de muestreo en la “Dulces Nombres”	174
Anexo 3. Ejemplos de protocolos de preparación de muestras	183
Anexo 4. Perfil de promedios diarios de flujos durante primera campaña	186
Anexo 5. Características fisicoquímicas y biológicas de la calidad del agua (muestras compuestas y diurnas)	188
Anexo 6. Resultados de S_s , Y_H , b'_H y μ_H	194
Anexo 7. Perfil de OD a las 9:00 y 17:00 horas en los cinco reactores (primera campaña)	203
Anexo 8. Balance de materia para el P_{TOTAL} , SST y para ISS	204
Anexo 9. Escenarios de simulación con GPS-X	207

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
2.1 Esquema general de la PTAR “Dulces Nombres”	31
2.2 Respuesta de tanques en serie a una entrada de trazador de pulso	39
3.1 Flujos de sustratos para biomasa autotrófica y heterotrófica en los modelos de ASM1 y ASM3	44
5.1 Sistema de lodos activados. PTAR “Dulces Nombres”	66
5.2 Identificación de flujos en todos los segmentos de la PTAR	68
5.3 Localización de puntos de muestreo (PTAR “Dulces Nombres”)	72
6.1 Perfil de promedios diarios de gasto de influente y RAS	83
6.2 Evolución de flujo horario del influente	84
6.3 Repartición del gasto de influente a reactores	86
6.4 Perfil de Q_3 , Q_6 , Q_{14} y Q_{23} promedios (monitoreo diario de 2 días)	87
7.1 Comportamiento de la DQO en el influente	89
7.2 Comportamiento del N en el influente	89
7.3 Evolución de los SST y SSV en los reactores	90
7.4 Perfil horario del influente (punto 6, 12/02/08)	94
7.5 Perfil horario del influente (punto 6, 13/02/08)	94
7.6 Perfil horario del efluente (punto 10, 12/02/08)	95
7.7 Perfil horario del efluente (punto 10, 13/02/08)	95
7.8 Perfil horario del efluente (punto 16, 12/02/08)	95
7.9 Perfil horario del efluente (punto 16, 13/02/08)	96
7.10 Fraccionamiento de DQO y N con “Influent Advisor” (0.45 mm)	105
8.1 Perfil de DQO en reactores 4 y 5	108
8.2 Evolución de DQO promedio a lo largo de los reactores 4 y 5	109
8.3 Perfil de OD en R_4 y R_5 (primera campaña)	112
	Pág.

8.4 Comparación del perfil de OD a las 9:00 y 17:00 horas en los 5 reactores	112
8.5 Variación diurna de la concentración de OD en R ₄ y R ₅	114
8.6 Perfil de T en R ₄ y R ₅ (primera campaña)	115
8.7 Comparación del perfil de T a las 9:00 y 17:00 horas en los 5 reactores	115
8.8 Variación diurna de la temperatura en R ₄ y R ₅	116
8.9 Comportamiento de OUR en R ₄ y R ₅ a las 9:00 y 17:00 horas	117
8.10 Evolución de OUR promedio en R ₄ y R ₅ (primera campaña)	118
8.11 Evolución de OUR en celdas B de R ₁ y R ₄	119
8.12 Variación diurna de OUR en R ₄ y R ₅	119
9.1 Evolución de QO ₂ a diferente temperaturas	130
10.1 Distribución de la PTAR “Dulces Nombres” implementada en el GPS-X	143
10.2 Distribución de la PTAR “Dulces Nombres” con denitrificador virtual implementada en el GPS-X	144
10.3 Diagrama de flujo para la calibración del Q _{WAS} en línea R _{5_CS2}	146
10.4 Diagrama de flujo para la calibración del Q _{WAS} en línea R _{14_CS14}	146
10.5 Diagrama de flujo para la calibración de los SST en el RAS de la línea R ₅	148
10.6 Diagrama de flujo para la calibración de los SST en el RAS de la línea R _{1,4}	148

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
2.1 Límites máximos permisibles para contaminantes básicos en ríos	27
2.2 Límites máximos permisibles para reuso del agua residual tratada	27
2.3 Componentes en ASM1	34
3.1 Fortaleza, debilidades, oportunidades e inconveniencias de los diferentes protocolos de calibración	56
5.1 Método de cálculo de gastos no medidos	69
5.2 Plan de muestreo. Primera campaña, PTAR “Dulces Nombres”	74
5.3 Plan de muestreo. Segunda campaña, PTAR “Dulces Nombres”	75
6.1 Promedios diarios de gastos medidos y no medidos	85
6.2 Flujos medidos vs flujos corregidos	86
7.1 Caracterización de la primera etapa (muestras compuestas)	88
7.2 Caracterización de la segunda etapa (muestras diurnas)	93
7.3 Comparación de primera y segunda campaña	93
7.4 Comparación de DQO y NTK a diferentes tamaños de poro (influyente a reactores)	97
7.5 Comparación de DQO y NTK a diferentes tamaños de poro (efluente de clarificadores secundarios)	98
7.6 Relaciones de interés en el influente de la planta	99
7.7 Fraccionamiento de DQO según protocolo de STOWA	101
7.8 Comparación del fraccionamiento de DQO con respecto de 21 plantas en Holanda	102
7.9 Comparación del fraccionamiento de DQO (0.1 mm) con respecto a PTAR “Noreste”	102
7.10 Resultados de caracterización con “Influent Advisor”	104
7.11 Comparación del fraccionamiento de la DQO por STOWA (0.1 mm) e “Influent Advisor” (0.45 mm)	106

Pág.

7.12 Comparación del fraccionamiento del N por STOWA (0.1 μm) e <i>Influent Advisor</i> (0.45 μm).	106
8.1 Concentraciones de OD promedio en R ₄ y R ₅ durante 5 días	111
8.2 Perfil de T (°C) promedio en R ₄ y R ₅ durante 5 días	115
9.1 Coeficiente de rendimiento heterotrófico, Y _H	122
9.2 QO ₂ durante las pruebas de b _H (primera fase)	123
9.3 QO ₂ durante las pruebas de b _H (segunda fase)	124
9.4 QO ₂ durante las pruebas de b _H (tercera fase)	124
9.5 Coeficiente de decaimiento clásico b _H en ASM1	125
9.6 Resultados de b' _H y b _H en función de T	125
9.7 Resultados de b _H ajustados con factor de Arrhenius	126
9.8 Tasa constante de crecimiento de biomasa heterotrófica m _{HMAX} con siembra	128
9.9 Tasa constante de crecimiento de biomasa heterotrófica m _{HMAX} sin siembra	129
9.10 Resultados de μ_{HMAX} con siembra y sin siembra en función de T	129
9.11 Resultados de μ_{HMAX} ajustados con factor de Arrhenius	130
9.12 Comparación de los parámetros Y _H , b _H y μ_H obtenidos en la PTAR "Dulces Nombres" con respecto a otros autores a diferentes temperaturas	131
10.1 Dimensiones físicas de los reactores	136
10.2 Dimensiones físicas de los clarificadores	136
10.3 Características de sedimentación del lodo	136
10.4 Perfiles de OD y T de la PTAR	137
10.5 Factores en divisores del diagrama de flujo	145
10.6 Secuencia de calibración para ajustar los parámetros en la PTAR "Dulces Nombres"	145

Pág.

10.7	Descripción de las corrientes de las figuras 10.3 y 10.4	147
10.8	Descripción de las corrientes a través de los modelos del CS_2 y $CS_{1,4}$	148
10.9	Resultados finales de la calibración del modelo de la PTAR total	150
10.10	Resultados finales de la calibración de la PTAR con el denitrificador virtual	152
10.11	Flujos utilizados para los escenarios del incremento de Q_{inf} (sin cambiar los volúmenes de los reactores)	153
10.12	Resultados obtenidos para la ampliación de la PTAR “Dulces Nombres” con el modelo original	154
10.13	Datos utilizados para los escenarios de ampliación de la PTAR “Dulces Nombres” con el modelo de tanque virtual	156
10.14	Resultados obtenidos para la ampliación de la PTAR “Dulces Nombres” con el modelo de denitrificación virtual	157
10.15	Dimensionamiento de ampliación de la PTAR “Dulces Nombres” para caudal adicional de 2,500 L/s	159

LISTA DE ABREVIATURAS

h_g : Factor de corrección para crecimiento anóxico
 h_h : Factor de corrección para hidrólisis anóxica
 μ_A : Tasa constante de crecimiento autotrófico
 μ_H : Tasa constante de crecimiento heterotrófico
 θ_c : Tiempo medio de residencia celular
ASM1: Modelo de lodos activados No. 1 (Activated Sludge Model 1)
ASM2: Modelo de lodos activados No. 2
ASM2d: Modelo de lodos activados No. 2d
ASM3: Modelo de lodos activados No. 3
 b_A : Tasa constante de decaimiento autotrófico
 b_H : Tasa constante de decaimiento heterotrófico
CFE: Comisión Federal de Electricidad
COD: DQO total
CP: Clarificador primario
CR: Caja repartidora
CS: Clarificador secundario
C.V: Coeficiente de variación
DBO: Demanda bioquímica de oxígeno
 DBO_5 : Demanda bioquímica de oxígeno a los 5 días
 DBO_u : Demanda bioquímica de oxígeno última
DQO: Demanda química de oxígeno
 DQO_{CEL} : Demanda química de oxígeno celular
 DQO_{FLOC} : Demanda química de oxígeno floculada
 DQO_{PART} : Demanda química de oxígeno particulada o soluble
 DQO_{SOL} : Demanda química de oxígeno soluble
DTR: Distribución del tiempo de residencia
EBL: Estación de bombeo de lodos
ERL: Estación de recirculación de lodos
 $fbod$: Relación de DBO_5/DBO_u
 f_p : Fracción de biomasa que se transforma en productos inertes
 $frscod$: Fracción soluble de la DQO total
 $frsi$: Fracción inerte de la DQO soluble
 $frsnh$: Fracción amoniacal de la NTK soluble
 $frxba$: Fracción de biomasa autotrófica de la DQO particulada
 $frxbh$: Fracción de biomasa heterotrófica de la DQO particulada
 $frxs$: Fracción de sustrato de la DQO particulada
 $frxsto$: Fracción almacenada de DQO particulada (ASM3)
 $frxu$: Fracción no biodegradable de la DQO particulada (ASM3)
 icv : Relación de DQO_{PART}/SSV
 i_{NSI} : Coeficiente de conversión relacionado con la fracción S_I
 i_{NSS} : Coeficiente de conversión relacionado con la fracción S_S
IVL: Índice volumétrico de lodos
 ivt : Relación de SSV/SST
 I_{XB} : Fracción de nitrógeno en biomasa
 i_{XP} : Fracción de nitrógeno en productos inertes
IWA: Asociación Internacional del Agua
 $ixbn$: Nitrógeno contenido en la biomasa activa
 $ixun$: Nitrógeno contenido en la biomasa endógena/inerte
 K_a : Constante de amonificación

K_{ALKA} : Constante de semi-saturación autotrófica para S_{ALK}
 K_{ALKH} : Constante de semi-saturación heterotrófica para S_{ALK}
 K_H : Constante de hidrólisis
 K_{NHA} : Constante de semi-saturación autotrófica para S_{NH}
 K_{NH} : Constante de semi-saturación heterotrófica para S_{NH}
 K_{NO} : Constante de semi-saturación para S_{NO}
 K_{OA} : Constante de semi-saturación autotrófica para S_O
 K_{OH} : Constante de semi-saturación heterotrófica para S_O
 K_S : Constante de semi-saturación para S_S
 K_X : Constante de semi-saturación para hidrólisis
 LGEEPA: Ley General del Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente
 MCRT: Tiempo medio de residencia celular (SRT o θ_c)
 n: Parámetro de sedimentación de Vesilind
 N: Nitrógeno
 N_{ORG} : Nitrógeno orgánico
 N.L: Nuevo León
 NMP: Número más probable
 NOM: Norma Oficial Mexicana
 NTK: Nitrógeno total Kjendal
 NTK_{SOL} : Nitrógeno total Kjendal soluble
 OD: Oxígeno disuelto
 OUR: Tasa de consumo de oxígeno
 P: Fósforo
 PEMEX: Petróleos Mexicanos
 P_{SOL} : Fósforo soluble
 PTAR: Planta de tratamiento de aguas residuales
 Q: Gasto o flujo
 Q_{O_2} : Tasa de consumo de oxígeno en pruebas de respirometría
 R: Reactor
 r: Tasa de recirculación
 RAS: Gasto de recirculación de lodos
 RFCTA: Reactor de mezcla completa continua
 RFP: Reactor de flujo pistón
 SADM: Servicios de agua y drenaje de Monterrey
 SEMARNAT: Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales
 Salk: Alcalinidad
 S_i : DQO inerte soluble
 S_o : Oxígeno disuelto
 S_{ND} : Nitrógeno orgánico soluble biodegradable
 S_{NH} : Amoniacó libre ionizado
 S_{NI} : Fracción inerte soluble del nitrógeno relacionado con S_i
 S_{NO} : Nitratos y nitritos
 S_{nn} : Dinitrógeno
 S_S : DQO fácilmente biodegradable
 SRT: Edad de lodos (MCRT o θ_c)
 SST: Sólidos suspendidos totales
 SSV: Sólidos suspendidos volátiles
 T: Temperatura
 TKN: NTK total
 V_S : Velocidad de sedimentación

V_O : Velocidad máxima de sedimentación de Vesilind
WAS: Gasto de purga de lodos
 X_{BA} : Biomasa autotrófica activa
 X_{BH} : Biomasa heterotrófica activa
 X_i : DQO inerte en suspensión
 X_{ND} : Nitrógeno orgánico biodegradable en suspensión
 X_{NI} :
 X_P : DQO en suspensión derivado del decaimiento (productos inertes)
 X_S : DQO lentamente biodegradable
 Y_A : Rendimiento autotrófico
 Y_H : Rendimiento heterotrófico
YS1, YS2, YS3, YS4: Número de reactores o sondas en pruebas de respirometría

RESUMEN

En la actualidad, el conocimiento sobre los procesos biológicos, físicos y químicos en el tratamiento de las aguas residuales, da como resultado la instalación de sistemas de tratamiento más complejos, pero con mayor eficiencia, y para su optimización se puede utilizar la modelación como herramienta. En este sentido, los modelos dinámicos de lodos activados (ASMs, por sus siglas en inglés) son avances recientes que representan el “Estado de Arte” y que son aplicables en la mayoría de las plantas de lodos activados.

Para este proyecto de investigación, el objetivo general fue el de adaptar y calibrar el modelo ASM1 para simular la planta de tratamiento de lodos activados “Dulces Nombres” en Monterrey, N. L., con el fin de obtener una descripción adecuada de la eficiencia de remoción de carga orgánica y nitrógeno, y de la producción de lodos.

La adaptación del modelo ASM1 y su calibración se analizó de acuerdo a varios procedimientos, tratando de obtener la mayor cantidad de información necesaria para dar una descripción más exacta del sistema de lodos activados en estudio, y de esta manera lograr una aproximación confiable en la calibración. Para desarrollar esta secuencia de calibración específica, se integraron diferentes estudios, tales como: a) Caracterización del influente, efluente y lodos, así como, la determinación de las fracciones de la demanda química de oxígeno (DQO) y el nitrógeno (N); b) determinación del comportamiento hidráulico de los reactores biológicos a través de pruebas de trazador; c) evaluación de las características de sedimentación del lodo a través de pruebas en columna; d) campaña de monitoreo de gastos y e) perfiles operacionales en el proceso. También se evaluaron las tasas de crecimiento y de decaimiento (μ_{HMAX} , b_H) y el coeficiente de rendimiento (Y_H) de la biomasa heterótrofa con la meta de explorar su variación en función de la temperatura en el rango de 20 a 32°C. Poca información está disponible en la literatura respecto a estos parámetros para temperaturas mayores de 20°C.

Con este exhaustivo programa de trabajo, se logró adaptar y calibrar el modelo ASM1 siguiendo una secuencia definida. Se utilizó el software GPS-X para calibrar y simular la planta de tratamiento (en estado estacionario). Se logró simular convenientemente la calidad de los efluentes y la composición del lodo.

Los resultados del padrón de fraccionamiento final tras la calibración fueron del 44.2% de S_S , 6.7% de S_I , 46.7% de X_S y 2.4% de X_I .

Las pruebas de respirometría, se realizaron a temperaturas de 20, 24, 28 y 32°C. Los resultados promedio de μ_{HMAX} y b_H para 20°C fueron respectivamente de 6.9 y 0.20 d⁻¹. El factor de corrección por cambio de temperatura (Q) de Arrhenius para μ_{HMAX} fue estimado en 1.034, y para b_H en 1.040, los cuales se pueden aplicar para condiciones de clima cálido o tropical, es decir, en un rango de temperaturas altas.

Por otra parte, desde la obtención de los resultados de laboratorio, se observó que la PTAR presentaba desnitrificación tanto en los reactores como en los sedimentadores, aún y cuando no están diseñados con zonas anóxicas adecuadas para este propósito. Esto se tomó en cuenta en el modelo utilizando un tanque virtual de desnitrificación, lo cual permitió calibrar los niveles de NO_3^- en el lodo de retorno y en los reactores.

Los escenarios de ampliación de la PTAR simulados con el GPS-X, dieron una perspectiva de lo que se puede hacer en la planta. Se estudió en lo particular el escenario que considera un incremento adicional de 2,500 L/s del flujo del influente a reactores, considerando los límites máximos permisibles marcados en la NOM-001-SEMARNAT-1996 y otros límites fijados para el reuso del efluente, que para este último caso son SST (30 g/m³), DBO₅ (30 g/m³), N_{ORG} (5 g/m³), N-NH₃ (2 g/m³) y NTK (7 g/m³). Los resultados obtenidos mostraron que las concentraciones de dichos parámetros se mantendrían dentro de los límites marcados siempre y cuando se ampliaran el área del sedimentador y el volumen del reactor en un 54 y 62% respectivamente.

Finalmente, se espera que este trabajo de investigación contribuya enormemente para dar a conocer la modelación de sistemas de lodos activados en México, poniendo como referencia a la Ciudad de Monterrey en la ejecución de este tipo de proyectos.

ABSTRACT

Nowadays the knowledge over the biological, physical and chemical processes in the wastewater treatment adds up to the installation of more complex treatment systems but much more efficiency and for its optimization to be able to use the modeling as tool. Therefore, the dynamic Activated Sludge Models (ASMs) are recent advances they represent the State-of-the-Art and that are applicable in the sludge activated plants majority.

For this investigation project, the general objective was to adapt and calibrate the model ASM1 to simulate the Activated Sludge Treatment Plant “Dulces Nombres” in Monterrey, N.L., to obtain an adequate description of the efficiency of organic matter and nitrogen removal, as well as sludge production rate.

The model ASM1 adaptation and its calibration was analyzed in agreement to the varying procedure, treatment to obtain a greater quantity of information necessary to give a more exact description of the activated sludge system under study, and thus to achieve reliable approach in such calibration. To development this sequence of specific calibration, different studies were in use such as: a) The characterization of the influent, the effluent and the sludge, as well as the determination of the chemical oxygen demand (COD) and nitrogen (N) fractions; b) Determination of the hydraulic behavior of biological reactors based on tracer tests; c) Evaluation from the characteristics of sludge sedimentation based on tests in a column; d) Campaign of flows measuring and e) Profiles of operation in the process. Also the growth and the decay rate (μ_{HMAX} , b_H) were evaluated as well as the yield coefficient (Y_H) of heterotrophic biomass to explore its variation in relation to the temperature in the rank of 20 to 32°C. Little information in literature is available on respect of these parameters for temperatures above 20°C.

With this exhaustive work program achieved to adapt and calibrate the ASM1 model according to a definite sequence. The GPS-X was used to calibrate and simulate the treatment plant (in a steady state). It was achieved conveniently the simulation of the quality of the effluent and sludge composition.

The results of final pattern of fractionation after the calibration were 44.2% of S_S , 6.7% of S_I , 46.7% of X_S and 2.4% of X_I .

The respirometric tests were made to 20, 24, 28 and 32°C of temperature. The average results of μ_{HMAX} and b_H for 20°C were respectively 6.9 and 0.20 d⁻¹. The correction factor for temperature exchange (Q) of Arrhenius for μ_{HMAX} was estimated in 1.034 and for b_H in 1.040, both can be applied to the conditions of a hot climate or a tropical one, that is to say, in a range of high temperatures.

Moreover, from the obtaining of laboratory results it was observed that WWTP presented denitrification both in the reactors as in the settlers, even when they are not designed with anoxic areas appropriate for this purpose. This was taken into account in the model using a virtual tank denitrification, which allowed to calibrate the levels of NO_3^- in the return sludge and the reactors.

The simulated expansion scenarios of the WWTP with GPS-X resulted in a perspective of what can be done on the plant. It was studied in particular the scenario that considers an additional increase of 2500 L/s in the flow reactor influent, considering the maximum permissible limits in the NOM-001-SEMARNAT-1996 marked and other limits set for the reuse of effluent for the latter case are SST (30 g/m³), DBO₅ (30 g/m³), N_{ORG} (5 g/m³), N-NH₃ (2 g/m³) y NTK (7 g/m³). The results showed that concentrations of these parameters would remain within the limits set as long as they expand the area of the clarifier and the reactor volume by 54 and 62% respectively.

Finally, it is expected that this research will contribute greatly in raising awareness of the Modeling Activated Sludge Systems in Mexico, making reference to the city of Monterrey in the implementation of such projects.

1. INTRODUCCIÓN

El tratamiento de las aguas residuales es cada vez más importante para la sociedad. El incremento en el deterioro ambiental, ha forzado a considerar cambios en la conducta humana para asegurar una mejor condición de vida. Esta consideración, ha fomentado la investigación para el entendimiento de la prevención y corrección de la degradación del medio ambiente. En este sentido, las descargas no controladas de las aguas residuales, resulta el problema ambiental más importante. El tratamiento de las aguas residuales, es fundamental para la preservación de cuerpos de agua.

Algunos factores tales como la urbanización, los estándares de calidad en efluentes tratados, el factor económico, el conocimiento sobre los procesos biológicos, físicos y químicos, dan como resultado la instalación de sistemas de tratamiento más complejos, pero con mayor eficiencia. El rápido desarrollo de la tecnología influencia en el diseño y operación de las plantas de tratamiento.

La demanda de sistemas de tratamiento de aguas residuales sustentables, debe incrementar la demanda en términos del manejo de información de los procesos. Sistemas adecuados de información, en los cuales se incluyen sistemas computacionales para automatización y control, juegan un rol importante para la obtención de una buena operación en término de recursos, energía, economía, cuidado del medio ambiente y de seguridad e higiene.

Normalmente, las plantas de tratamiento de aguas residuales (PTAR), son proyectadas con un diseño conservador y son operadas en base a un historial práctico. Generalmente, la experiencia reconoce la facilidad con que se puede aumentar la capacidad de la planta a través de la optimización.

La modelación es una herramienta útil para la optimización, lo cual conlleva, mejora en el desempeño de la planta (confiable, flexible y eficiente), reducción de costos por expansión o por mayor capacidad, reducción de costos de operación asociados al

uso de energía, reducción en el uso de químicos, mejora en las prácticas de operación y obtención de criterios de diseño para nuevas plantas de tratamiento.

Por otra parte, el fundamento en el diseño de un modelo puede ser meramente conceptual. Los ingenieros reducen los sistemas complejos a conceptos de imagen y funciones, no obstante, reconocen que el modelo conceptual no provee suficiente información para el diseño, y así entonces, se construyen modelos físicos a escala de laboratorio o a nivel planta piloto. Debido al tiempo que se lleva evaluar las pruebas experimentales y el financiamiento que acarrearán estos modelos físicos, se opta por soluciones con modelos matemáticos que incorporan aproximaciones estadísticas, basados en los modelos físicos, y así de esta manera se formulan modelos que se fundamentan en conocimientos mecanísticos. Estos modelos mecanísticos están bien consolidados debido a que pueden ser extrapolados en el espacio de diseño desde las condiciones experimentales. De esta manera, muchas soluciones potenciales pueden ser evaluadas rápidamente y a bajo costo. Ya sea un modelo matemático, empírico o mecanístico, se requiere de un buen software para implementar y simular dicho modelo, Vanhooren et al. (2003).

En un sistema biológico como el de lodos activados, donde suceden varias reacciones involucrando un gran número de componentes, se requiere disponer de modelos matemáticos que describan con exactitud los procesos fundamentales más importantes que ocurren dentro del sistema. Además, estos modelos deben ser capaces de cuantificar la cinética (dependencia velocidad-concentración) y estequiometría de cada proceso (Henze et al., 1987). Los modelos de lodos activados ASM1, ASM2, ASM2d y ASM3 propuestos por IWA, son los más utilizados para la modelación biológica en PTAR. Esta familia ASM ha sido aplicada satisfactoriamente a gran escala, y es reconocida en procesos complejos de lodos activados y en su capacidad de predicción bajo condiciones dinámicas, Vanrolleghem et al. (2003).

Con base en lo anterior y analizando la problemática en las descargas de aguas residuales (municipales e industriales) que presenta la Ciudad de Monterrey Nuevo León y su zona metropolitana, aunado al déficit de abastecimiento de agua potable que se presenta en esta región, se realizó la modelación y simulación de la PTAR

“Dulces Nombres” (una de las 3 plantas más grandes de la zona metropolitana) con la finalidad de evaluarla y detectar los puntos críticos del proceso, y poder así mejorar su desempeño. De esta manera, la empresa SADM (Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey) introduce la modelación y simulación para predecir la dinámica de sus procesos y de esta manera desarrollar estrategias de optimización; cabe mencionar al respecto, que anterior a este proyecto de investigación, se modeló y simuló la PTAR “Noreste”, lo cual enmarca a Nuevo León como pionero en la utilización de este tipo de herramientas con la finalidad de encontrar respuestas rápidas en el momento oportuno. En ambos casos, el objetivo fue implementar el modelo ASM1.

La investigación se llevó a cabo a través de una campaña intensiva de medición de gastos, muestreo y análisis, a escala real y de laboratorio. Se desarrollaron pruebas de respirometría, de hidrodinámica en reactores a través de pruebas de trazador y pruebas de sedimentación. Los softwares utilizados fueron, para la fase de investigación, el AQUASIM, y el GPS-X (Versión 5.0), para la fase de aplicación y calibración del modelo ASM1.

En el capítulo 2 de esta tesis, se hace una descripción de los antecedentes afines al proyecto de investigación; el modelo ASM1 como estado de arte se detalla en el capítulo 3. La justificación contextual y científica, así como la hipótesis y objetivos, se describen en el capítulo 4; mientras que la metodología y el plan experimental se analizan en el capítulo 5. Los resultados y discusiones, se desglosan en los capítulos 6 al 10, y por último, las conclusiones y recomendaciones, se presentan al final de esta tesis.

2. ANTECEDENTES

2.1 Principios del tratamiento biológico de aguas residuales en lodos activados

A principios del siglo XX, Ardern y Lockett (1914) desarrollaron en Inglaterra el proceso de lodos activados; observaron que la aireación de las aguas residuales conducía a la formación de flóculos (flocs) de partículas en suspensión. Descubrieron que el tiempo para eliminar contaminantes orgánicos se reducía de días a horas cuando esos flocs de partículas se hacían permanecer en el sistema. Se referían a que una masa de microorganismos es capaz de estabilizar un residuo por la vía aeróbica (citado por Rittman y McCarty, 2001).

El proceso de lodos activados es, seguramente, el proceso biológico más utilizado para el tratamiento de aguas residuales municipal e industrial. En este proceso, los microorganismos son completamente mezclados con la materia orgánica del agua residual en el tanque de aireación, de tal manera que la usan como nutrientes y en esta forma puedan reproducirse. Conforme crecen y se reproducen los microorganismos, éstos se agrupan y van formando flocs para producir una masa activa de microorganismos llamado lodo activo.

El tanque de aireación es un reactor de crecimiento en suspensión que contiene este conjunto microbiano o flocs de microorganismos. Los microorganismos consumen y oxidan el aporte de donantes orgánicos de electrones generalmente medido como DBO (Demanda Bioquímica de Oxígeno). El agua residual fluye continuamente dentro del reactor, en donde se introduce aire para homogenizar el lodo activo y proporcionar el oxígeno necesario para que los microorganismos remuevan con rapidez la materia orgánica. La mezcla de lodo activo y agua residual en el reactor, se llama licor mezclado.

El licor mezclado pasa al tanque clarificador secundario, donde el lodo activado se sedimenta. La mayor parte del lodo es regresado al tanque de aireación para mantener una alta población de microorganismos y una remoción óptima. Debido a que el lodo que se produce en el proceso es mayor que el requerido, se desecha o

purga del sistema la cantidad necesaria para hacer un sistema de tratamiento óptimo.

La clave del proceso de lodos activados, es la captura de flocs en el tanque de sedimentación y su recirculación al reactor, debido a que conducen a una elevada concentración de microorganismos en el mismo. Así el lodo está “activo”, en el sentido de que alcanza una concentración mucho más elevada que la que se conseguiría sin el tanque de sedimentación y la recirculación. La alta concentración de biomasa permite que el tiempo de retención del líquido sea pequeño y por tanto que el proceso sea eficiente en costos (WEF, 1996).

Con el paso de los años, se han desarrollado variaciones del proceso básico de lodos activados. Las principales configuraciones del proceso de lodos activados se pueden clasificar según, modificaciones en la configuración física del sistema, modificaciones con base en la adición o distribución del oxígeno al sistema, o en la carga orgánica (DBO), (Rittmann y McCarty, 2001).

2.1.1 Oxidación de la fracción carbonosa

La cantidad de materia orgánica se suele expresar en DQO o DBO. La oxidación de la DBO carbonosa se expresa en función del tiempo en que será medida; se refiere generalmente a 5 días (DBO_5), aunque a los 20 días se suele alcanzar la DBO última (DBO_u). Para obtener en laboratorio sólo la demanda de oxígeno carbonosa, es necesario inhibir la nitrificación con ayuda química (azul de metileno, tiourea, aliltiourea o 2-cloro-6-triclorometil piridina).

La tasa de remoción de la DBO_5 en una sedimentación primaria (o un influente crudo), depende de la distribución de las fracciones soluble, coloidal y suspendida de la DBO; un influente típico contiene de 20 a 40% como sedimentable, una cantidad similar como coloidal y/o suspendida, y un contenido soluble de 20 a 40%; estas proporciones pueden variar, especialmente en sistemas de drenaje largos y con climas calurosos, donde el prolongado tiempo en el sistema de colección, combinado con la alta temperatura del agua residual, dan como resultado mayor

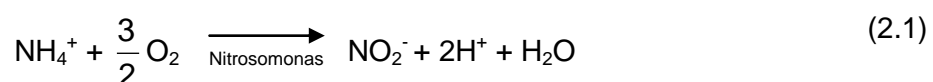
proporción de DBO_5 soluble. Lo anterior es causa de la degradación bacteriana de una porción de las fracciones coloidal y sedimentable.

La tasa de la carga orgánica a ser usada en el diseño y operación de la planta, varía en función de los parámetros como la temperatura y la calidad del efluente deseado. Las características del influente, las condiciones ambientales, el diseño del proceso, el tipo de reactor y la modalidad de operación, determina en gran medida el tipo de población predominante que se desarrollará. La tasa de remoción de la materia orgánica disuelta evaluada como la utilización del sustrato, es función de la facilidad para ser adsorbida, absorbida, sintetizada y oxidada por la población de microorganismos viables de cultivo, del tiempo por el cual los microorganismos permanecen en contacto con el agua residual y de otros factores ambientales prevalecientes. Cuanto más eficientemente pueda el proceso biológico combinar las condiciones y los factores señalados, tanto más eficiente resultará el tratamiento (Metcalf y Eddy, 2003).

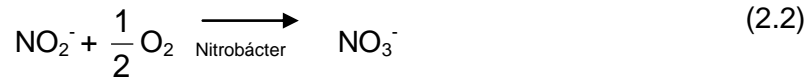
2.1.2 Oxidación del amoníaco: nitrificación

De la demanda total de oxígeno, hay frecuentemente una fracción medible asociada con la oxidación del amoníaco a iones nitrito y nitrato. Esta oxidación se alcanza cuando el tiempo medio de residencia celular (MCRT o θ_c) es más prolongado y el sistema tiene capacidad para suministrar el oxígeno suplementario para la nitrificación. Lo anterior se logra una vez satisfecha la mayor parte de la DBO carbonosa y con tiempo medio a prolongado de residencia celular, una adecuada alcalinidad, pH ligeramente alcalino, OD mínimo 2 mg/L y temperatura de proceso mayor de 15 °C (variable según el θ_c).

Las bacterias autotróficas *Nitrosomonas* y *Nitrobáctera* son las responsables para esta conversión que se realiza en dos etapas. En la primera de ellas el amoníaco es convertido en nitrito (WEF, 1992):



En la segunda etapa, el ión nitrito es convertido en ión nitrato:

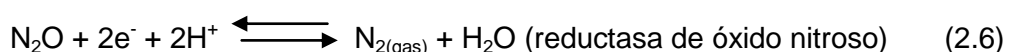
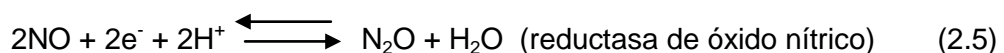
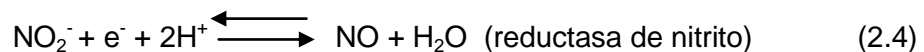
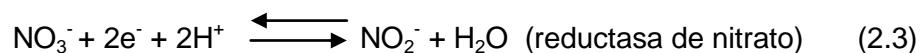


Siendo autotróficos, estos organismos usan el carbono inorgánico para la síntesis celular, tal como CO_2 y sus especies iónicas relacionadas, para lograr su crecimiento y obtener energía a partir de la oxidación del amoníaco a ión nitrato.

Esta energía, obtenida al cambiar el CO_2 a carbono celular a través de reacciones de oxidación, es relativamente pequeña, pero suficiente, ya que los organismos nitrificantes que están presentes en casi todos los procesos aeróbicos de tratamiento biológico, lo están en cantidades muy limitadas. Lo anterior es debido a que tienen una tasa de reproducción más lenta, comparada con las bacterias heterótrofas "normales". Por cada gramo de amoníaco que se oxida a ión nitrato, se consumen 4.18 gramos de O_2 , se utilizan 7.14 gramos de alcalinidad (como CaCO_3), se producen 0.15 gramos de células nuevas y se consumen 0.09 gramos de carbono inorgánico (WEF, 1992).

2.1.3 Desnitrificación

La desnitrificación es un proceso anóxico en el cual los nitritos y nitratos que resultan de la fase de nitrificación se convierten en nitrógeno gaseoso. La desnitrificación procede en forma de pasos en los que los nitratos (NO_3^-) se reducen secuencialmente a nitritos (NO_2^-), óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N_2O) y nitrógeno gas (N_2). Cada reacción y la enzima que la cataliza se muestran a continuación:



La desnitrificación se obtiene solamente en condiciones anóxicas donde las bacterias facultativas heterotróficas no tienen otra posibilidad que utilizar los nitritos y nitratos como aceptores de electrones (Rittmann y McCarty, 2001).

2.2 Normatividad

La LGEEPA (Ley General del Equilibrio Ecológico y Protección al Ambiente) en su **Artículo 121**, describe que no podrán descargarse o infiltrarse en cualquier cuerpo o corriente de agua o en el suelo o subsuelo, aguas residuales que contengan contaminantes sin previo tratamiento.

Por su parte la Ley de Aguas Nacionales en su **Artículo 7**, declara de utilidad pública, la instalación de plantas de tratamiento de aguas residuales y la ejecución de medidas para el reuso de dichas aguas, así como, la construcción de obras de prevención y control de la contaminación del agua. De igual manera, en su reglamento y en el **Artículo 135**, menciona que las personas físicas o morales que efectúen descargas de aguas residuales a los cuerpos receptores a que se refiere la LGEEPA deberán tratarlas previamente a su vertido a los cuerpos receptores.

Tanto la LGEEPA (**Artículo 126**), como la Ley de Aguas Nacionales (**Artículo 86**) mencionan que los equipos de tratamiento de las aguas residuales de origen urbano que diseñen, operen o administren los municipios o las autoridades estatales, deberán cumplir con las Normas Oficiales Mexicanas (NOM) que al efecto se expidan.

Unas de las NOM aplicables para la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) de Dulces Nombres, son la NOM-001-SEMARNAT-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales, y la NOM-003-SEMARNAT-1997, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios públicos.

En la **Tabla 2.1 y Tabla 2.2**, se presentan los límites máximos permisibles de descarga de acuerdo a la NOM-001-SEMARNAT-1996 y NOM-003-SEMARNAT-1997 aplicables para la PTAR de “Dulces Nombres” respectivamente.

**Tabla 2.1 Límites máximos permisibles para contaminantes básicos en ríos
(NOM-001-SEMARNAT-1996)**

PARÁMETROS (mg/L, excepto cuando se especifique)	RÍOS					
	Uso en riego agrícola (A)		Uso público urbano (B)		Protección de vida acuática (C)	
	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.	P.M.	P.D.
Temperatura (°C)	N.A	N.A	40	40	40	40
Grasas y aceites	15	25	15	25	15	25
Materia flotante	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente	Ausente
Sólidos Sedimentables (mL/L)	1	2	1	2	1	2
Sólidos Suspendidos Totales	150	200	75	125	40	60
Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO ₅)	150	200	75	150	30	60
Nitrógeno Total	40	60	40	60	15	25
Fósforo Total	20	30	20	30	5	10

P.D. = Promedio diario **P.M.** = Promedio mensual **N.A.** = No Aplicable
(A), (B), (C) = Tipo de cuerpo receptor según la Ley Federal de Derechos.

**Tabla 2.2 Límites máximos permisibles para reuso del agua residual tratada
(NOM-003-SEMARNAT-1997)**

Tipos de reuso	Promedio Mensual				
	Coliformes fecales NMP/100 mL	Huevos de helminto (h/L)	Grasas y aceites mg/L	DBO ₅ (mg/L)	SST (mg/L)
Servicios al público con contacto directo	240	≤ 1	15	20	20
Servicios al público con contacto indirecto u ocasional	1,000	≤ 5	15	30	30
El agua residual tratada reusada en servicios al público, no deberá contener concentraciones de metales pesados y cianuros mayores a los límites máximos permisibles establecidos en la columna que corresponde a embalses naturales y artificiales con uso en riego agrícola de la Tabla 3 de la NOM-001-SEMARNAT-1996.					

Para el caso de la PTAR “Dulces Nombres”, el área de oportunidad para el reuso es para la generación de vapor, agua contra incendio, torres de enfriamiento, calderas, generación de energía eléctrica, riego de áreas verdes, etc. Actualmente, se vende agua tratada a la empresa IBERDROLA para la generación de electricidad.

2.3 Presentación de la planta de tratamiento “Dulces Nombres”

2.3.1 Generalidades

El noreste de la República Mexicana se caracteriza entre otras cosas, por su condición semidesértica, su clima extremo y la consiguiente escasez de agua. El promedio de precipitación anual no rebasa los 600 mm (INEGI, 2000).

El área metropolitana de Monterrey engloba 9 municipios, mientras que fuera de ella lo complementan 42, sumando una población de más de 4 millones de habitantes en el estado de Nuevo León (INEGI, 2000).

Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey (SADM), conciente de la importancia del tratamiento de aguas residuales generadas por esta población, enfoca sus esfuerzos en dar cumplimiento a la normatividad vigente en materia de descargas de agua residual y a su reuso, entre otras funciones.

En la actualidad, entre la iniciativa privada y el sector público (SADM, PEMEX y CFE), se operan varias plantas de tratamiento con un flujo total de 10,000 L/s, de los cuales alrededor de 3,000 L/s se destinan al reuso industrial, colocando a Monterrey en un primer plano nacional en este rubro.

Monterrey y su área metropolitana, cuenta con 3 grandes PTAR, las cuales descargan su efluente tratado al Río Pesquería, pero una gran cantidad de éste, es utilizado para el reuso industrial. Estos sistemas de tratamiento son, la planta “Dulces Nombres” con capacidad de tratamiento de 5,000 L/s ubicada en el municipio de Pesquería (terminada de construir en febrero de 1996), la Norte con 2,500 L/s ubicada en el municipio de Escobedo (terminada de construir en julio de 1995) y la Noreste con 1,250 L/s ubicada en el municipio de Apodaca (terminada de construir en mayo de 1995).

La necesidad del tratamiento de aguas residuales en el área metropolitana de Monterrey, sin duda alguna, se enfoca básicamente en su reuso, siendo ello un factor importante para el desarrollo industrial, pero más que todo, para evitar la

sobreexplotación de mantos acuíferos debido a la escasez de agua en la región y para la preservación del medio ambiente. Cuando se incrementen los precios del agua potable y se presenten sequías fuertes, el potencial de reuso en la industria se verá incrementado.

2.3.2 Procesos de tratamiento de la planta “Dulces Nombres”

La PTAR “Dulces Nombres” está ubicada en Pesquería N. L al noreste de Monterrey. Esta planta, tiene una capacidad nominal de tratamiento de 432,000 m³/d y una capacidad de crecimiento del doble de su capacidad de diseño.

La **Figura 2.1**, muestra el arreglo actual de la planta de tratamiento. Este diagrama de flujo fue elaborado en base a la revisión de planos y entrevistas con el personal de operación, durante algunas visitas a la PTAR.

El arreglo de la planta está constituido primeramente por una etapa de pretratamiento y tratamiento primario constituido por un sistema de rejillas autolimpiables (4 piezas) con dimensiones de 2.5 m de ancho, separación entre rejillas de 25 mm y una profundidad de 5.26 m; una estación de bombeo (6 bombas de flujo mixto tipo vertical) con capacidad de 1.9 m³/s; 3 desarenadores del tipo vórtex con capacidad de 3.2 m³/s y 4 clarificadores primarios de rastras mecánicas con recolección al centro, con un diámetro de 61 m y una carga hidráulica de 37 m³/m². d.

La siguiente etapa es el tratamiento secundario compuesto por 5 reactores biológicos y 6 sedimentadores secundarios. Los reactores están cubiertos con una losa de concreto. Cada reactor tiene un volumen de 19,120 m³ y está dividido en 4 celdas a manera de flujo pistón; el tirante es 5.5 m, largo 83.8 m y ancho de 41.5 m. Cada reactor maneja un flujo de 86,400 m³/d, lo cual da un tiempo de retención hidráulico de 5.31 h. Los clarificadores secundarios con carga hidráulica de 21.1 m³/m².d tipo rastras mecánicas y de fondo plano, tienen un diámetro de 66 m y un tirante de 4.57 m.

El diseño de la planta lo complementa la etapa de desinfección del efluente tratado, el espesamiento de lodos (5 espesadores gravimétricos tipo banda), la digestión anaerobia compuesta por 4 digestores y una etapa de deshidratación compuesta por 8 filtros prensa, además de un relleno sanitario para la disposición de lodos desecados.

Originalmente en esta planta, el tipo de tratamiento era con base a oxígeno de alta pureza. El cambio del sistema empezó en abril de 2001 cuando la planta de oxígeno cerró por diversas razones, para dar lugar a un sistema de difusores de fondo de burbuja fina con sopladores centrífugos solo en los primeros 4 trenes, aislando el tren 5 que siguió trabajando con oxígeno puro (comprado), aireadores superficiales y con sistema independiente de retorno y purga de lodos.

Desde agosto de 2003, el tren 5 trabaja con el mismo arreglo de los primeros 4 trenes (difusores de burbuja fina con soplador centrífugo) pero continúa con su sistema independiente de retorno y purga de lodos, y se controla especialmente para las necesidades de la industria local que reutiliza el agua tratada.

Cabe mencionar, que durante la investigación, solamente 5 de los 6 clarificadores secundarios estuvieron en operación (el clarificador secundario 3 estuvo fuera de operación por un problema en su mecanismo de rastras).

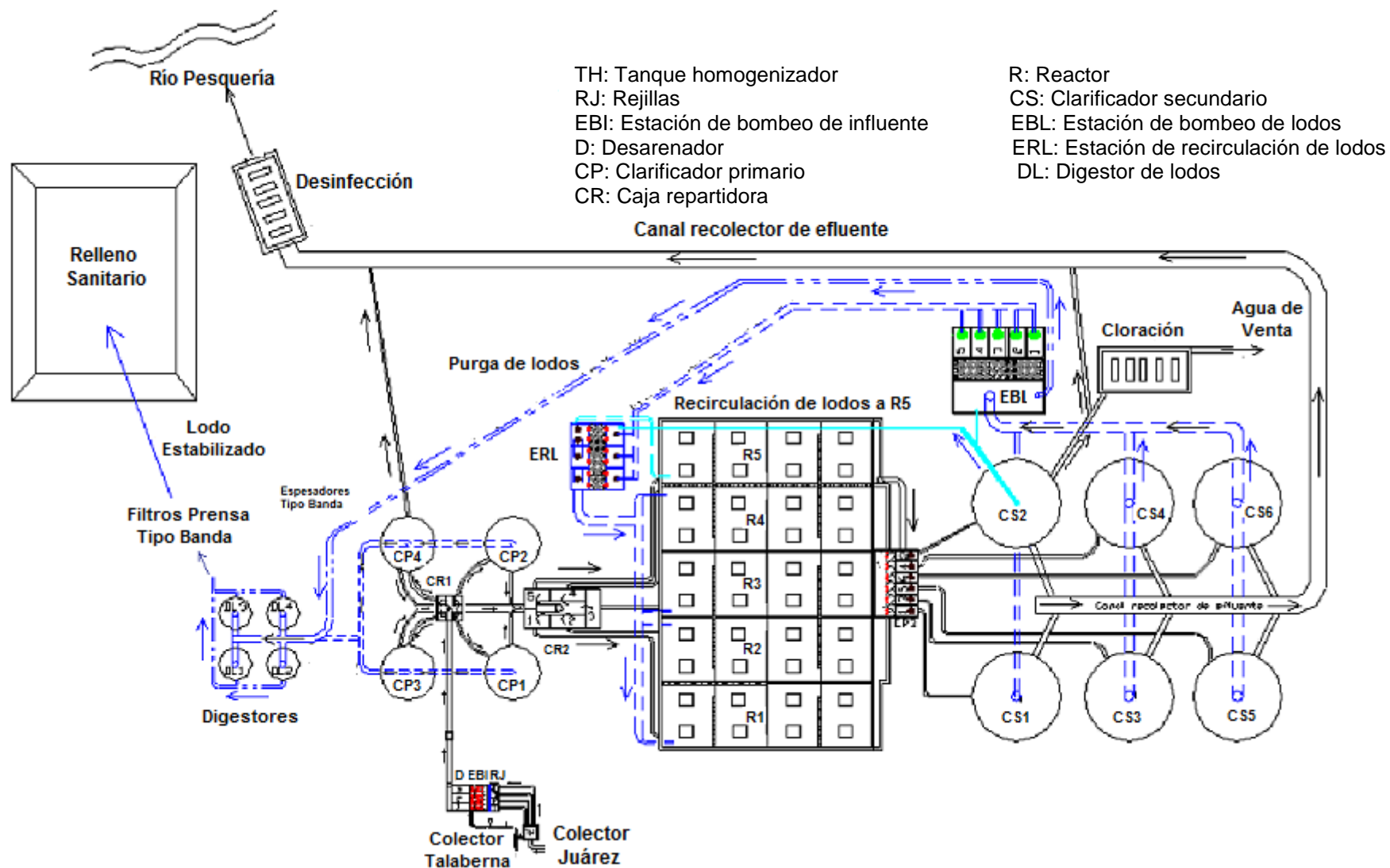


Figura 2.1 Esquema general de la PTAR "Dulces Nombres"

2.4 Modelos para simulación de procesos de lodos activados

2.4.1 Generalidades: tipos de modelos

Según su definición, un modelo es una descripción metodológica de un sistema dinámico real. La caracterización del comportamiento de un sistema es enriquecida por medio de la simulación, la cual puede ser considerada como una parte de la información de fondo del sistema de interés, condensando conocimientos de la estructura y la dinámica del proceso de una manera precisa y organizada.

Así, la simulación explica los procesos de conducción de un experimento a través de un modelo, con el propósito de tomar decisiones según sea el caso: (1) Entender el comportamiento del sistema; (2) Evaluar varias estrategias para la operación del sistema, o, (3) Predecir posibles condiciones futuras.

Debido a esta complejidad, se han establecido dos grandes líneas de investigación para modelar los procesos de lodos activados: *Los modelos mecanísticos y los no mecanísticos o cajas negras.*

- **Los modelos mecanísticos** describen íntegramente los procesos que toman lugar en la remoción biológica orgánica y/o de nutrientes de un sistema, incluyendo la evolución del substrato y la biomasa. Para entender estos objetivos, se establecen diferentes clases de substrato y biomasa. La relación (parámetros estequiométricos) entre las variables de estado son obtenidas aplicando balances de materia. Las relaciones de los procesos y componentes localizados en un sistema de lodos activados propuestos por la Asociación Internacional del Agua (IWA por sus siglas en inglés) para la modelación de la remoción biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo, está basada en la cinética de Monod o alguna modificación de ésta. Usualmente, estos modelos son representados de forma matricial en los cuales se incluyen los componentes y los procesos que lo conforman. En 1987, el “*Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Activated Sludge Process*” publicó el modelo ASM1 (Activated Sludge Model No. 1), el cual ha sido internacionalmente aceptado como el modelo de

referencia para simular la remoción de materia orgánica, nitrificación y desnitrificación. Este modelo requiere de parámetros cinéticos y estequiométricos, los cuales deben ser previamente ajustados por medio de una fase de calibración con datos experimentales. La validez del modelo desarrollado depende de la confiabilidad de los parámetros cinéticos y estequiométricos seleccionados. Un modelo matemático confiable, representa una vía eficiente para condensar y almacenar datos de un proceso conocido (Henze et al., 1987).

Otros modelos para procesos de lodos activados son el ASM2 y ASM2d que permiten simular además, la remoción de fósforo, y el ASM3 el cual es una modificación del ASM1 (Henze et al., 1987). Actualmente, también existen modelos para procesos anaeróbicos (ADM1) basados en ASM1 (Batstone et al., 2002).

- **Los modelos no mecanísticos o cajas negras** evolucionaron la modelación a corto plazo, sobre la base de obtención de datos medidos en línea (on-line) o fuera de línea (off-line). En este caso, el fin no es exactamente qué modelar ni cómo se desarrollan los diferentes procesos, sino predecir los valores de la variable.

En la realidad, existen en la literatura muchos modelos que presentan diferentes niveles de complejidad en la caracterización del proceso de lodos activados. Estos modelos contribuyen a mejorar el entendimiento de un proceso, y representan una herramienta de soporte para operadores en la evaluación de los diferentes escenarios a través de la simulación.

2.4.2 El modelo ASM1

El modelo ASM1, representa un consenso de un modelo simplista con la capacidad de predicciones realistas de sistemas, que conllevan la oxidación de la materia carbonosa, nitrificación y desnitrificación. En el **Anexo 1** se muestra la notación matricial del modelo ASM1 y se listan los símbolos y definiciones de los parámetros.

En ASM1, están definidos 13 componentes los cuales están dados en la **Tabla 2.3**. Algunos de estos componentes (S_{NH} , S_{NO} , S_O y S_{ALK}) corresponden a elementos que pueden ser medidos directamente por análisis químicos. Los otros componentes son conceptuales y no pueden ser medidos directamente. La parte más importante es el fraccionamiento de la DQO. La distinción es hecha entre DQO biodegradable y DQO inerte o no biodegradable. La DQO total se fracciona entonces en:

- La DQO fácilmente biodegradable (S_S), se supone que es el sustrato para el crecimiento de la biomasa heterotrófica (X_{BH}); esta biomasa genera la oxidación carbonosa y la desnitrificación.
- La DQO lentamente biodegradable (X_S) no puede ser directamente consumida. La biomasa autotrófica (X_{BA}) provoca la nitrificación.
- La DQO inerte consiste en fracción soluble (S_I) y particulada (X_I), incluyendo además los productos inertes debido a la lisis (X_P).

Tabla 2.3 Componentes en ASM1 (S: Soluble, X: Insoluble)

ORGÁNICO (DQO)	NITRÓGENO (N)	OTROS
DQO inerte soluble (S_I)	Nitrógeno amoniacal soluble (S_{NH})	Oxígeno (S_O)
DQO inerte particulado (X_I)	Nitrógeno de nitrato y nitrito (S_{NO})	Alcalinidad (S_{ALK})
Productos inertes (X_P)	Nitrógeno orgánico soluble (S_{ND})	
DQO fácilmente biodegradable (S_S)	Nitrógeno orgánico particulado (X_{ND})	
DQO lentamente biodegradable (X_S)		
Biomasa heterotrófica (X_{BH})		
Biomasa autotrófica (X_{BA})		

El modelo ASM1 también distingue 8 procesos. Estos son: 1) Crecimiento aerobio, 2) Crecimiento anóxico y 3) Decaimiento de biomasa heterotrófica, 4) Crecimiento y 5) Decaimiento de biomasa autotrófica, 6) Hidrólisis de X_S en S_S , 7) Hidrólisis de X_{ND} en S_{ND} y 8) Amonificación de S_{ND} en S_{NH} .

El modelo incluye el concepto muerte-regeneración, el cual supone que el decaimiento de biomasa produce X_S y X_P , los cuales son subsecuentemente regenerados a través de la hidrólisis a S_S , la cual sirve para el crecimiento de nueva

biomasa. El concepto decaimiento por respiración endógena es bien aceptado en biotecnología, la regeneración no. Consecuentemente, la tasa de decaimiento en ASM1 (muerte-regeneración), tiene una interpretación diferente a la tasa de decaimiento tradicional (respiración endógena).

Los parámetros estequiométricos del modelo son: rendimiento heterotrófico (Y_H), rendimiento autotrófico (Y_A), fracción de nitrógeno en biomasa (i_{XB}), fracción de nitrógeno en productos inertes (i_{XP}) y fracción de biomasa producida en productos insolubles (f_P). Para muchos procesos se aplica la cinética de Monod.

Los parámetros heterotróficos son: tasa de crecimiento máxima (μ_H), tasa de decaimiento (b_H), constantes de semi-saturación o afinidad para S_S , K_S , para S_O , K_{OH} , para S_{NH} , K_{NH} , para S_{ALK} , K_{ALKH} y una corrección para crecimiento anóxico (η_g).

Los parámetros autotróficos son: tasa de crecimiento máxima (μ_A), tasa de decaimiento (b_A), constantes de afinidad para S_O , K_{OA} , para S_{NH} , K_{NHA} , para S_{NO} , K_{NO} , para S_{ALK} , K_{ALKA} .

Los parámetros de hidrólisis son: tasa de hidrólisis (k_h), constante de afinidad (K_X) y factor de corrección para hidrólisis anóxica (η_h).

Los parámetros de amonificación son: la tasa k_a .

Usualmente, las constantes de velocidad dependen de la temperatura, no así para las constantes de semi-saturación.

El modelo ASM1 contiene algunas simplificaciones de importancia como son:

- 1) La DQO fácilmente biodegradable es supuesta soluble, lo cual no necesariamente es el caso.

- 2) Muchos de los microorganismos presentes que degradan la DQO, constituyen un sistema ecológico de enorme complejidad. Este conglomerado representa la biomasa, X_{BH} .
- 3) La biomasa heterotrófica es modelada de manera no estructurada. Esto quiere decir que el modelo puede exhibir predicciones erróneas en un ambiente altamente dinámico, tanto que no se toman en cuenta los cambios en la composición de la biomasa (Roels, 1983). De ahí que esto se compense probablemente introduciendo el concepto de muerte-regeneración.
- 4) La biomasa crece en forma de flocs con gradientes de concentración lo cual limita la difusión; esto puede causar simultáneamente la desnitrificación.

Debido a las simplificaciones, los parámetros cinéticos y estequiométricos son macroscópicos, lo cual debe tenerse en mente para la interpretación física del modelo. Así, el modelo puede ser considerado como mecanístico, modelo blanco cuando se compara completamente con los modelos no mecanísticos o de caja negra.

2.4.3 Simulación de plantas de tratamiento de aguas residuales

Con la introducción de las herramientas de simulación, fue necesario una mejor estandarización y mejores formas de control. Así, se desarrollaron metodologías estándar para la caracterización del influente y la calibración de los modelos (Roeleveld y Kruit, 1998), etapas importantes en la calidad de predicción. La caracterización del influente es importante para conocer acerca de los cambios dinámicos en las características del agua residual. La calibración del modelo para una planta de tratamiento específica requiere del análisis de la composición y producción de lodos, así como de la nitrificación y desnitrificación (Hulsbeek et al., 2002).

El propósito de la simulación está determinado con base en qué tan exactas se llevan a cabo las etapas antes mencionadas. Si se requiere de un modelo muy

preciso, entonces éste debe estar completamente calibrado y validado (Ekman et al., 2001).

Una descripción general de diferentes simuladores comerciales para plantas de tratamiento de lodos activados puede encontrarse en (Olsson y Newel, 1999). Algunos ejemplos son: GPS-X (www.hydromantis.com), Simba (www.ifak-system.com), EFOR (www.dhisoftware.com), WEST (www.hemmis.com), BioWin (www.envirosim.com), JASS (www.syscon.uu.se/JASS), AQUASIM (www.aquasim.eawag.ch), STOAT (www.wrcplc.co.uk/software) (Gearney et al., 2004).

La simulación dinámica del proceso de lodos activados conlleva dos aspectos de igual importancia, las propiedades físicas y las propiedades biológicas. Las propiedades físicas describen las dimensiones del reactor y la distribución de su flujo. Esta distribución de flujo es decir, lo hidráulico, determina el tiempo para las reacciones biológicas o el tiempo de retención hidráulica. Para determinar el modelo hidráulico que describa un reactor, comúnmente se utilizan las pruebas de trazador.

Por otra parte, la sedimentación es una parte integral del proceso de lodos activados, la cual es usada para dos propósitos, la clarificación y el espesamiento, por lo que se requiere de especial atención en esta etapa. Tanto las propiedades físicas del agua y su contenido, como lo hidráulico, deben ser considerados en el sedimentador (Bolmstedt, 2000).

2.5 Pruebas de trazador y modelos hidráulicos

El reactor de mezcla completa continua (RFCTA), el reactor de flujo pistón (RFP) y el reactor batch, se han modelado como reactores ideales. El problema es que en la práctica es común observar comportamientos muy distintos de los que cabría esperar según la teoría. De ahí que se debe aprender a diagnosticar y manejar reactores cuyo comportamiento se desvíe de lo ideal. Para describir los reactores no ideales se debe tener en cuenta tres conceptos: la distribución de tiempos de residencia en el sistema, la calidad del mezclado y el modelo empleado para describir el sistema.

Un flujo no ideal resulta regularmente de corto circuitos, mezcla deficiente o zonas muertas. Los factores que afectan los flujos son: diferencias de temperatura, patrón de circulación del aire, mezclado inadecuado, mal diseño y dispersión axial en reactores de flujo pistón. Un método para tomar en cuenta esta falta de idealidad en los reactores, es el estudio de la distribución de los tiempos de retención (DTR). Otra alternativa es a través de modelos de reactores en serie.

En modelación de plantas de tratamiento con ASM, es frecuente el uso de modelos de reactores en serie.

2.5.1 Tipos de trazadores

A través de los años, se han utilizado una gran cantidad de trazadores para evaluar el funcionamiento hidráulico en reactores. Las características que debe tener un trazador incluye (adaptado en parte de Denbigh y Turner, 1965): 1) No afectar el flujo (debe tener esencialmente la misma densidad del agua cuando está diluida). 2) Ser no biodegradable para que el balance de masa pueda desarrollarse. 3) Fácilmente inyectable en un periodo de tiempo corto y completamente soluble en el agua residual. 4) Poderse analizar convenientemente (fácilmente medible). 5) Haya difusividad. 6) No ser adsorbido por las paredes u otras superficies del reactor. 7) No reaccionar o ser adsorbido por las partículas en el agua residual, además de tener propiedades físicas muy similares a las de la mezcla que se produce en el interior del reactor. Ejemplos de trazadores son: H_2SiF_6 (ácido fluorosílico), SF_6 (hexafluoruro de azufre), LiCl (cloruro de litio), Rhodaminas (B y WT), NaCl (cloruro de sodio), sustancias radioactivas, entre otros.

Existen dos métodos de inyección de trazador, el de entrada por pulso (inyección instantánea de la cantidad total de trazador) y el de entrada escalonada (inyección de trazador en intervalos de tiempo, en función del tiempo de retención hidráulica del reactor). Mayor información al respecto se analiza en Fogler (1999) y Metcalf y Eddy (2003).

2.5.2 Modelo de tanques en serie

Casi todos los modelos de reactores tubulares que se usan comúnmente necesitan una forma de considerar la falta de validez de los supuestos de flujo pistón y mezclado axial; una estrategia implica modelar el reactor tubular no ideal como una serie de RFCTA de tamaño idéntico. Es común usar una DTR normalizada $E(\theta)$ en lugar de la función $E(t)$. Así la DTR para "n" RFCTAs en serie se define por:

$$E(\theta) = \frac{n (n\theta)^{n-1} e^{-n\theta}}{(n-1)!} \quad (2.7)$$

Donde: n = número de RFCTA en serie; $\theta = t / \tau$; t = función (tiempo) y τ = tiempo de retención teórico.

La **Figura 2.2** ilustra las DTRs de diversos números de RFCTA en serie en una gráfica bidimensional (a) y en una gráfica tridimensional (b). A medida que aumenta el número de tanques, la conducta del sistema se acerca a la de un reactor de flujo pistón.

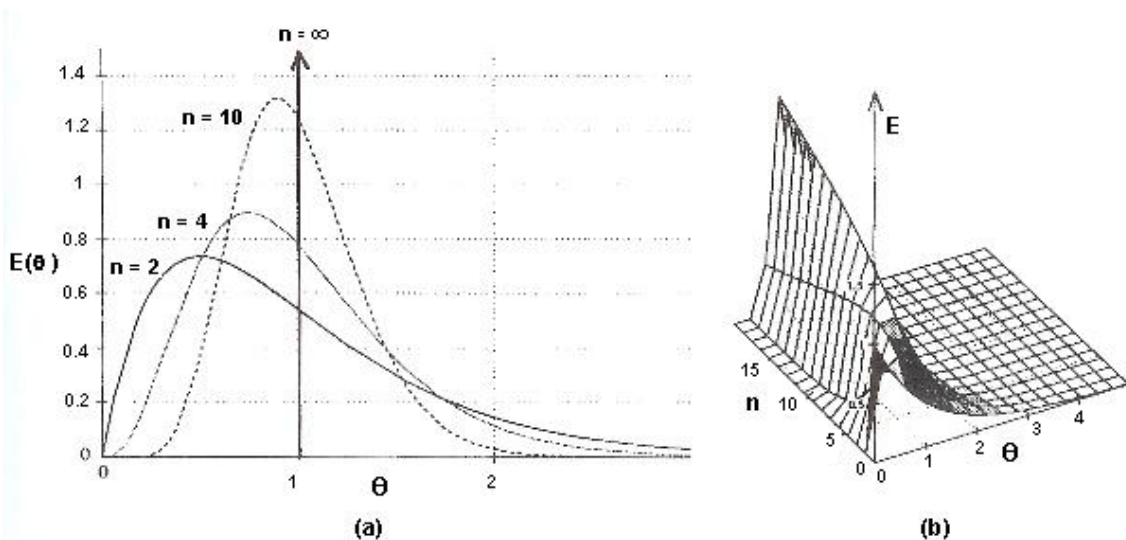


Figura 2.2 Respuesta de tanques en serie a una entrada de trazador de pulso.

El interés en la modelación con el ASM1 es determinar el número equivalente de reactores de mezcla completa en serie para poder representar el tanque de aireación.

2.6 Sedimentación: Importancia y métodos de evaluación

La sedimentación secundaria es vital en la operación de los sistemas de tratamiento con biomasa suspendida. Este proceso separa los sólidos suspendidos de licor mezclado previo a su descarga final para dar la calidad al efluente (clarificación), y también espesa los fangos de retorno al reactor.

Dos conceptos muy importantes en la aplicación del modelo ASM1 son, la tasa de recirculación (r) y la edad de lodos (SRT), parámetros importantes para una buena sedimentabilidad. La sedimentación secundaria puede ser un factor limitante para una buena eficiencia en el sistema (Ferreira et al., 2004).

Con el fin de asegurar que el diseño y funcionamiento de los tanques de sedimentación cumplan con sus dos funciones (la de producir un efluente clarificado y mantener un espesamiento de lodo en el fondo), se necesita aplicar técnicas de análisis sistemáticas que se basan en la velocidad de sedimentación y espesado de sólidos. El procedimiento general se conoce como *teoría de flujo* y su adaptación a tanques de sedimentación se conoce como **método de flujo de sólidos**; el segundo método es el **análisis del punto de estado**. En cuanto a la simulación de los procesos con ASM1, se requieren modelos de sedimentación que describen el comportamiento de los sedimentadores de forma dinámica.

En el pasado, una gran cantidad de modelos para la velocidad de sedimentación han sido presentados en la literatura (Vesilind, 1968; Dick y Young, 1972; Takács et al., 1991; Dupont y Henze, 1992; Härtel y Pöpel, 1992; Otterpohl y Freund, 1992; Cho et al., 1993; Cacossa y Vaccari, 1994; Watts et al., 1996).

Entre los modelos frecuentemente utilizados para determinar la velocidad de sedimentación (V_s) a partir de pruebas de sedimentación en columna, son el de

Vesilind, Takács y Cho (Vanderhasselt y Vanrolleghem, 2000, Zhang et al., 2006, Loaiza et al., 2006).

La relación de Vesilind (1968) también explorada por Thomas (1963), está dada por la función exponencial:

$$V_s = V_o e^{-KX} \quad (2.8)$$

donde:

V_s = Velocidad de sedimentación zonal, m/h.

V_o = Velocidad máxima de sedimentación para Vesilind, m/h.

K = Parámetro de Vesilind, m^3/kg .

X = Concentración de SS en el licor mezclado, kg/m^3 .

Para el caso de concentraciones bajas de sólidos suspendidos, Takács et al. (1991) desarrollaron la siguiente expresión:

$$V_s = V_o e^{-K_1(X-X_{min})} - V_o e^{-K_2(X-X_{min})} \quad (2.9)$$

Donde X_{min} denota la fracción de partículas no sedimentables. La nomenclatura es similar a la ec. (2.4) donde en este caso, V_o es la velocidad máxima de sedimentación para Takács. El balance de los dos términos es determinado por la relación entre los valores de K_1 y K_2 (parámetros empíricos de Takács).

Aunado a estos modelos, Cho et al. (1993), presentaron una relación que también involucra la concentración "X" con V_s :

$$V_s = ke^{-mX}/X \quad (2.10)$$

Donde k y "m" son la constante y parámetro de Cho.

3. ESTADO DE ARTE

Los modelos de lodos activados (ASMs), son metodologías elegantes y compactas que representan el “Estado de Arte” aplicadas en procesos de lodos activados (Henze et al., 2000). Los modelos ASM1 y ASM3, son capaces de simular la remoción de materia orgánica y del nitrógeno (motivo de este proyecto de investigación), mientras que el ASM2 y ASM2d se utilizan cuando hay interés de simular además la remoción de fósforo.

Para la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de “Dulces Nombres”, se adaptó y calibró el modelo ASM1 para su simulación, por ello en este capítulo, se describen los aspectos más importantes determinantes para tal selección.

3.1 Limitaciones de los modelos ASM1 y ASM3 de lodos activados

En la actualidad, el modelo ASM1 es en muchos casos el arte por excelencia para la modelación de sistemas de lodos activados (Roeleveld y van Loosdrecht, 2002; Gernaey et al., 2004), sin embargo, el modelo presenta varias limitaciones.

3.1.1 Influencia de algunos parámetros

Temperatura. Los parámetros cinéticos de los modelos dependen de la temperatura y, consecuentemente, tienen que calibrarse a una temperatura específica, si no, se deben utilizar ecuaciones del tipo Arrhenius para corregir los parámetros. Para determinar los factores de corrección de la ecuación de Arrhenius se requiere obtener las constantes a diferentes temperaturas, pero solamente después de que el sistema se operó durante un tiempo mayor a 3 veces θ_c . Henze et al. (1987) presentan parámetros típicos para 10°C y 20°C. Hellinga *et al.* (1999) presentan una explicación de la influencia de la temperatura en la cinética de nitrificación.

El ASM1 ha sido desarrollado basado en experimentos realizados en rangos de temperatura entre 8 y 23°C (Henze et al., 2002). Fuera de estos rangos, se considera que la aplicación del modelo puede resultar en importantes errores y la estructura misma del modelo puede ser no satisfactoria.

Por otro lado, el ASM1 considera la nitrificación como una sola etapa (amoníaco transformado directamente en iones nitratos), sin embargo, se sabe que cuando la temperatura es mayor de 20°C, los iones nitritos pueden acumularse en el sistema. En estos casos, la modelación podría requerir de modificaciones, como la de introducir una nitrificación en dos etapas (Gernaey et al., 2004)

La modelación y simulación de la planta de tratamiento “Dulces Nombres” tiene que adecuarse a las temperaturas históricas del proceso que van de 20 a 30°C, haciendo notar el clima tan extremoso en la Ciudad de Monterrey, el cual alcanza temperaturas del medio ambiente mínimas de 9°C en invierno y máximas de 35°C en verano.

pH. En el ASM1, se asume que el pH es constante y cerca del valor neutro (Gernaey et al., 2004). Se incluye la alcalinidad como una variable de estado en el modelo, la cual permite detectar posibles problemas con el pH.

Componentes tóxicos. La nitrificación es especialmente sensible a la inhibición por componentes tóxicos. En ASM1, los parámetros de nitrificación pueden ser asumidos constantes, por lo que, el efecto de inhibición de la nitrificación debe ser incluido en la calibración de los parámetros. La ecuación de la tasa de nitrificación puede ser ampliada, para representar los efectos de inhibición agudos inesperados por sustancias químicas específicas (Nowak et al., 1995).

Sedimentabilidad. La aplicación del ASM1 supone que el lodo sedimenta bien. El rango de θ_c de entre 3 y 30 días es considerado aceptable, aún si el límite superior no ha sido bien establecido (Henze et al., 2002).

3.1.2 Limitaciones en la cinética de biodegradación del ASM1

- La limitación del crecimiento de células debido a la baja concentración de nutrientes (ejemplo, N y P), no es considerada en ASM1. El modelo ASM3 incluye las limitaciones de N y alcalinidad (Gujer *et al.*, 1999) y puede servir para modificar el ASM1.

un proceso de crecimiento desacoplado del decaimiento, que es modelado con la respiración endógena (consumo directo de oxígeno con el decaimiento), (Gernaey et al., 2004). Otras diferencias se describen a continuación:

- El ASM1 puede no funcionar con concentraciones elevadas de nitritos; la nitrificación es modelada como un proceso de una sola etapa ignorando la posible manifestación de nitritos, o una nitrificación intermedia en plantas reales. Sin embargo, cuando se modela una planta donde se tiene cierta concentración de nitritos, o donde la temperatura está arriba de 20°C, se puede usar una segunda etapa de nitrificación en el modelo con los nitritos como intermediarios. Ejemplos de modelos de nitrificación con dos etapas fueron propuestos por Nowak et al. (1995) y Hellinga et al. (1999).

- En el ASM1, el tipo de aceptor de electrones presente no afecta la tasa de decaimiento de biomasa. De acuerdo con los resultados experimentales reportados por Siegrist et al. (1999), esta diferenciación de la tasa de decaimiento entre la biomasa aeróbica, anóxica y biomasa anaeróbica autotrófica puede ser justificada.

- En el ASM1, el tipo de aceptor de electrones no afecta el coeficiente de rendimiento de biomasa heterotrófica, comparado al ASM3 (Gujer et al., 1999) donde se admite la inclusión de diferentes coeficientes de rendimiento de biomasa aeróbica y anóxica heterotrófica. Rendimientos aeróbicos y anóxicos, fueron obtenidos experimentalmente con lodos activados por McClintock et al. (1988) y Spérandio et al. (1999).

- Los modelos no son capaces de describir el crecimiento de bacterias filamentosas.

3.2 Protocolos de calibración

La calibración se puede definir, como la adaptación de un modelo para describir cierta cantidad de información obtenida de la PTAR bajo estudio. Esta etapa consume mucho tiempo y casi siempre el tiempo necesario para la calibración del modelo, es sobreestimado (Petersen et al., 2002).

Desde la publicación del Modelo ASM1 (Henze et al., 1987), no se ha definido todavía un procedimiento completo para su calibración. Los reportes de la literatura, así lo muestran (Petersen et al., 2002; Hulsbeek et al., 2002; WERF, 2003; Langergraber et al., 2004; Gürkan et al., 2005).

La parte importante para lograr el propósito del modelo, radica en qué tanto se aproxima a la calibración, de ahí que en forma generalizada esto se hace difícil (Henze et al., 1995). El objetivo no es alcanzar un ajuste perfecto, sino lograr que el modelo tenga capacidad de predicción dentro de un rango útil de aplicación.

Considerando lo anterior, a continuación se presenta la información necesaria para calibrar el modelo. Esto fue tomado de diferentes procedimientos y se seleccionaron los siguientes: Henze et al., 1987; Lesouef et al., 1992; Pedersen y Sinkjaer, 1992; Siegrist y Tschui, 1992; Stokes et al., 1993; De la Sota et al., 1994; Dupont y Sinkjaer, 1994; Weijers et al., 1996; Xu y Hultman, 1996; Kristensen et al., 1998:

- 1) Datos de diseño: diseño del reactor, flujos en bombas y capacidad de aireación.
- 2) Datos de operación: flujos promedios de influente, efluente, recirculación y purgas, pH, OD y T.
- 3) Caracterización del modelo hidráulico: pruebas de trazador.
- 4) Caracterización del modelo de sedimentación: velocidad de sedimentación a diferentes concentraciones de lodo.
- 5) Caracterización para el modelo biológico: caracterización del influente y efluente (también corrientes intermedias dentro de las unidades de proceso de la PTAR); composición del lodo (SS, SSV, DQO, N y P); reacciones cinéticas (obtención de μ_H y b_H); reacciones estequiométricas (obtención de Y_H).

La calidad y cantidad de información requerida, depende mucho del propósito del modelo y su calibración. En caso de que el modelo sea usado con propósitos educativos, se pueden aplicar los parámetros cinéticos y estequiométricos dados por “defecto” (Henze et al., 1987). Sin embargo, si la modelación va ser utilizada

para evaluación y optimización, es necesario tener una descripción más exacta del proceso bajo estudio, es decir se requiere calibrar el modelo.

En la presente década, se han propuesto varios protocolos de calibración para el modelo ASM1, entre los que destacan, Petersen et al. (2002), Hulsbeek et al. (2002), Vanrolleghem et al. (2003), WERF (2003) y Langergraber et al. (2004), los cuales se resumen a continuación:

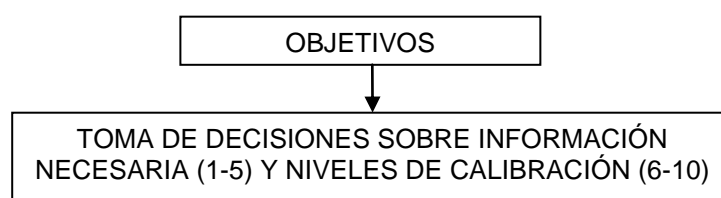
Protocolo de Petersen et al. (2002)

Petersen et al. (2002), presentaron un procedimiento sistemático de calibración para el modelo ASM1, evaluando una planta de tratamiento con alimentación combinada de agua residual (municipal-industrial).

En este modelo, la información necesaria para la caracterización biológica del modelo, se puede hacer bajo tres recursos (Petersen et al., 2002):

- a) Valores por “defecto” de la literatura.
- b) Datos de la PTAR a gran escala (promedio de datos de muestras simples, compuestas o proporcionales al flujo; balances de materia; datos en línea; mediciones en reactores para caracterizar el proceso dinámico).
- c) Información obtenida de pruebas experimentales en laboratorio (agua residual y lodos).

La estructura del procedimiento es el siguiente:



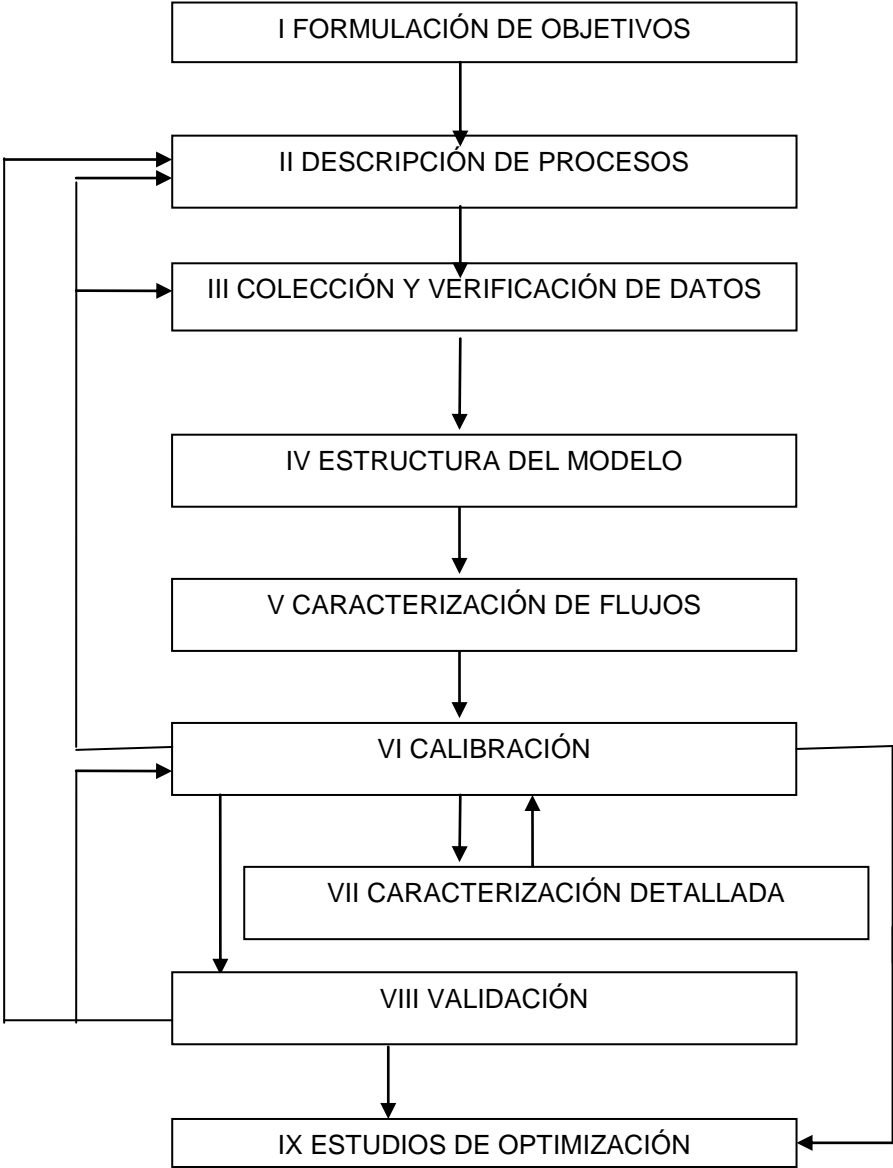
En general, con la calibración del modelo en régimen estacionario, se pueden determinar solamente los parámetros que afectan el comportamiento de la planta de tratamiento (Y_H , f_p , b_H X_I).

La calibración en régimen estacionario es muy usada para: 1) La determinación de las condiciones iniciales de las variables de estado previo a la calibración dinámica del modelo y 2) para el inicio de una primera estimación.

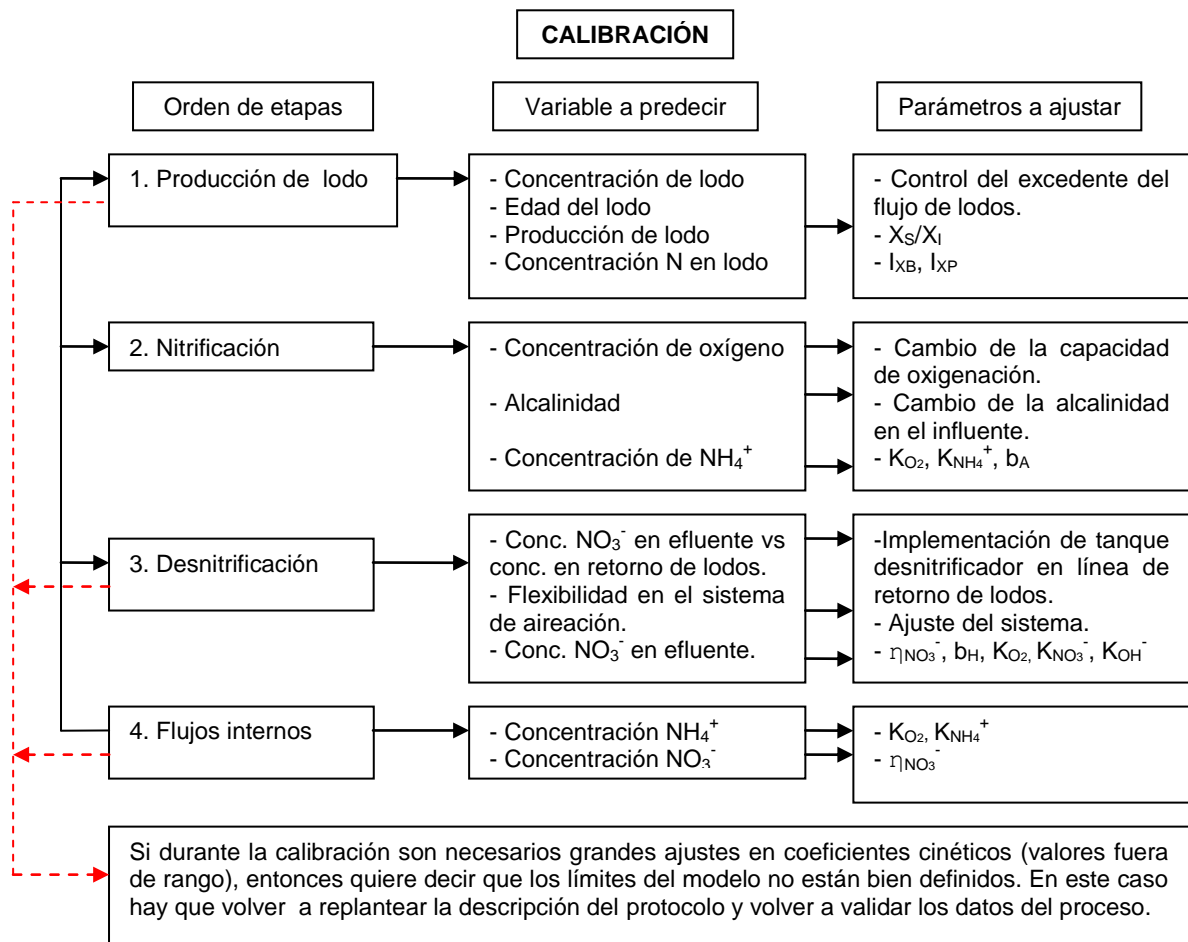
Lo importante de la calibración del modelo basado en datos dinámicos, es obtener una estimación segura de las tasas máximas de crecimiento específico ($\mu_{máxH}$ y $\mu_{máxA}$).

Protocolo de Hulsbeek et al. (2002)

Este procedimiento de calibración llamado también Modelo de STOWA, fue desarrollado por la Fundación Holandesa de Investigación Aplicada en Agua y fue resultado de la experiencia acumulada en la calibración de más de 100 PTAR. La estructura del protocolo es el siguiente:

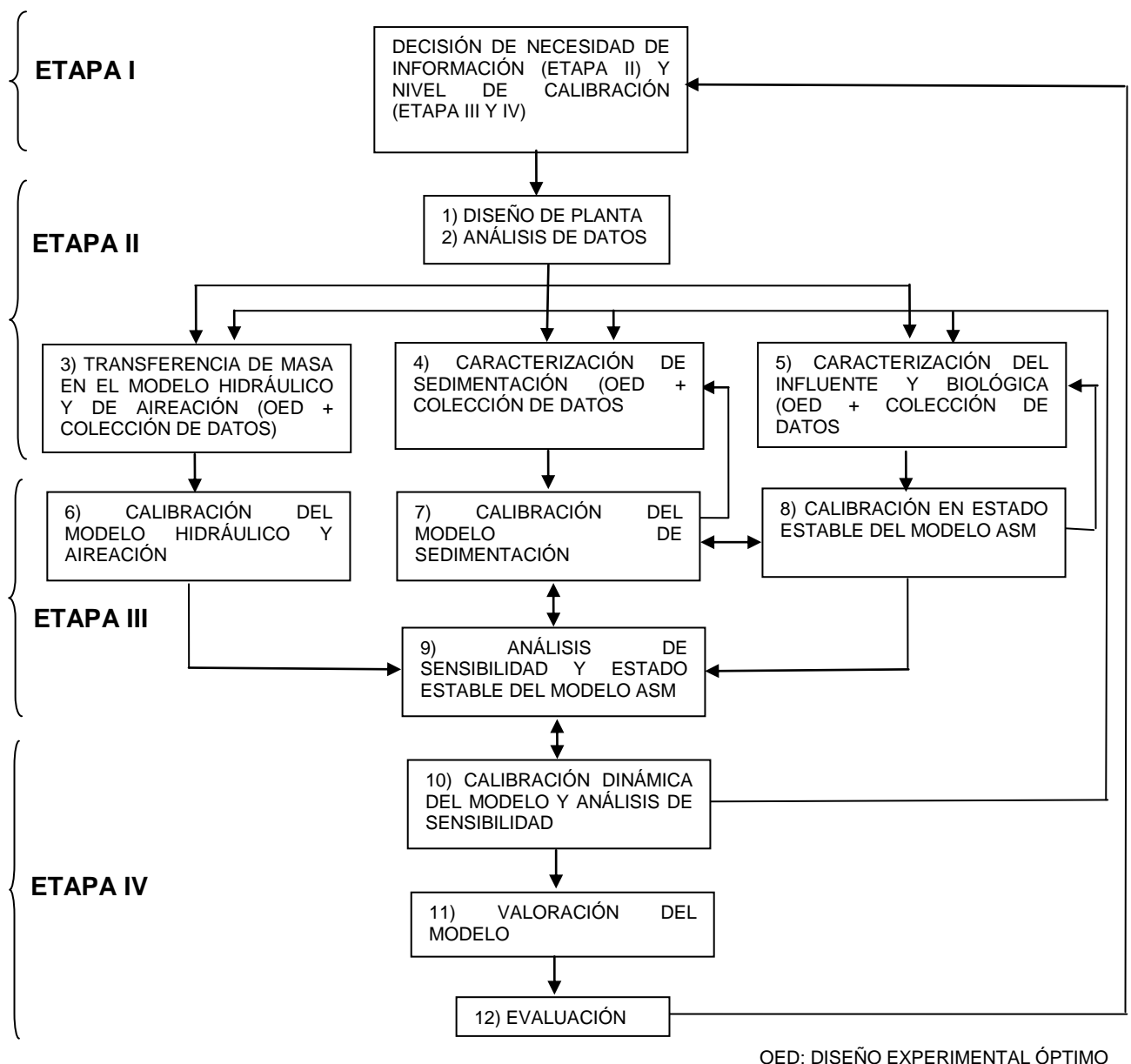


Como se muestra en el siguiente diagrama, el protocolo debe usar la siguiente secuencia para la fase de calibración: 1) Calibrar la producción y composición de lodo en el reactor (X_S influente, X_I , i_{NX} , i_{NI}); 2) Calibrar la concentración de amonio en el efluente (nitrificación), K_{O_2} , $k_{NH_4^+}$, b_A ; y 3) Calibrar la concentración del ión nitrato en el efluente (denitrificación), $\eta_{NO_3^-}$, b_H , $K_{NO_3^-}$, K_{OH^-} .



Protocolo de Vanrolleghem et al. (2003)

Este protocolo de calibración fue desarrollado por el grupo BIOMATH por Vanrolleghem y otros (Petersen et al., 2002; Petersen et al., 2003 y Vanrolleghem et al., 2003). La siguiente estructura ilustra el procedimiento (Gürkan et al., 2005):



El modelo completo de la PTAR bajo estudio es seccionado en tres partes: 1) El modelo de transferencia de masa (hidráulico y transferencia de oxígeno), 2) el modelo de sedimentación y 3) el modelo biológico. Cada sub-modelo se calibra por separado y luego se incorporan al modelo completo, para desarrollar la calibración en estado estable, cuya finalidad es obtener un buen ajuste en la producción de lodo y consumo de oxígeno.

Los parámetros sujetos a ser calibrados son determinantes para el análisis de sensibilidad; estos parámetros tienen efecto en la producción de lodos, por ejemplo, X_i , b_H , Y_H , f_{X_i} . En caso de requerirse una calibración de alto nivel, los datos

colectados pueden ser utilizados para cada sub-modelo; esto sugiere una metodología de diseño experimental óptima (OED) (Dochain y Vanrolleghem, 2001).

Después de la calibración en estado estable, se podría seguir con la calibración dinámica y por último validar la calibración del modelo, por ejemplo, utilizando los datos obtenidos en la campaña de medición dinámica, bajo diferentes condiciones de operación de la PTAR.

Protocolo de WERF (2003)

Este protocolo de calibración aplicado en plantas de USA y Canadá, está basado en un gran número de experiencias de consultores e investigadores en la modelación de plantas de tratamiento del tipo de lodos activados. Desafortunadamente, no se tiene todavía una estructura general del protocolo (Melcer et al., 2003).

La metodología manejada por el protocolo de WERF se engloba en etapas. En la primera etapa se analiza la configuración de la planta bajo estudio y se colectan datos físicos, de caracterización del influente y de operación.

En la segunda etapa, se analizan datos históricos tomados a escala real y de laboratorio. La tercera etapa, es la de calibración, la cual se lleva a cabo en diferentes niveles, y por último, en el cuarto nivel se realiza la validación del modelo.

Similar a otros protocolos, el de WERF depende mucho del objetivo de la calibración, de ahí el procedimiento a varios niveles. Entre más niveles se evalúen, se incrementa el éxito de la calibración. En el nivel 1, se usan valores por “defecto” y se aplican al modelo a escala completa. Este nivel es utilizado para el diseño de nuevas plantas donde se carece de información del proceso, pero sí hay información de las características del influente.

En el nivel 2, se utilizan solamente datos históricos de la PTAR para la calibración, para ello se pueden usar métodos estadísticos para detectar datos incongruentes. En este nivel se realizan balances de materia y se apoya en conocimientos de expertos para obtener una buena calidad de datos.

En el nivel 3, la calibración se desarrolla en base a monitoreos dinámicos y campañas de medición intensivas. En esta fase se incluye la caracterización hidráulica en el reactor, a través de pruebas de trazador.

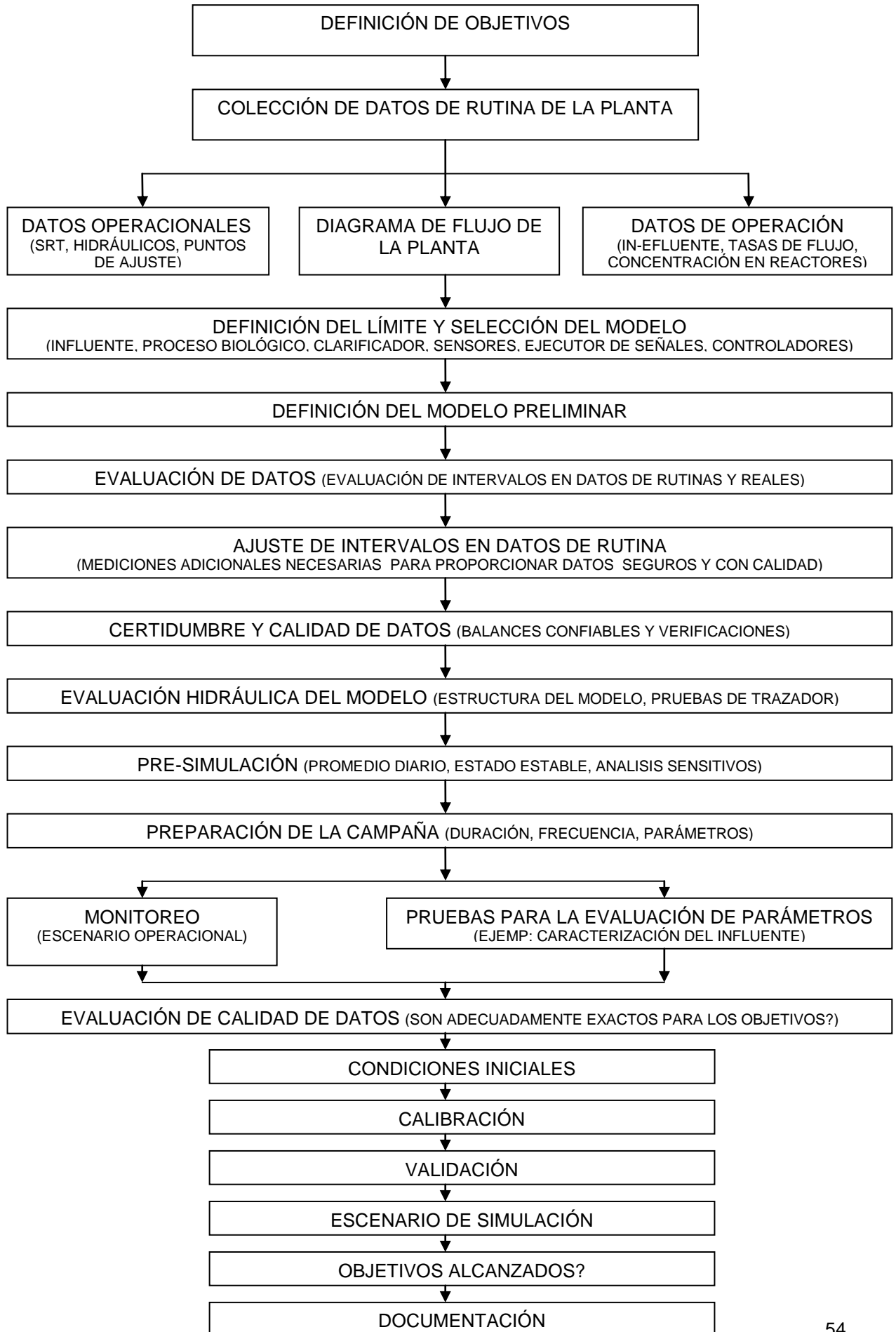
Por último, en el nivel 4, engloba una caracterización detallada del influente y la estimación de parámetros cinéticos y estequiométricos. Este nivel se incluye, en caso de que el nivel 3 falle debido a una pobre información de la campaña de medición. Las pruebas a nivel laboratorio son determinantes para la obtención de parámetros enfocados a la nitrificación (particularmente los de crecimiento y decaimiento autotrófico) (Gürkan et al., 2005).

Protocolo de Langergraber et al. (2004)

El protocolo HSG (*Hochschulgruppe*) fue introducido por algunas instituciones de Alemania, Austria y Suiza (Langergraber et al., 2004). El propósito de este protocolo es ayudar en la simulación, e incrementar la calidad y confianza en la modelación matemática del tratamiento de aguas residuales.

El HSG propone las siguientes fases: 1) Definición de objetivos; 2) Colección de datos y selección del modelo; 3) Control de calidad de datos; 4) Evaluación de la estructura del modelo y diseño experimental; 5) Colección de datos para el estudio de simulación; 6) Calibración y validación, y 7) Estudio y evaluación de los sucesos.

La estructura general de este protocolo, se detalla en la siguiente página.



Un punto a considerar en este protocolo, es que para la modelación del tanque de aireación para determinar el número de tanques en serie, se proponen las pruebas de trazador o alternativamente el estudio de dinámica del fluido por computadora (CFD).

Según HSG, la calibración debe seguir el siguiente orden de etapas: 1) Estructura del modelo e hidráulica (Número de RFCTA, flujos internos no conocidos, etc.). 2) Caracterización del influente y, 3) Parámetros biocinéticos del modelo.

La calibración de HSG requiere del análisis de la producción de lodos, la concentración de NH_4^+ y N-NO_3^- y ortofosfatos, si se encuentran.

La versión completa del protocolo HSG, consiste de un procedimiento y dos apéndices. El primer apéndice contiene métodos propuestos por varios autores para la caracterización del influente y del fraccionamiento de la DQO, y en el segundo apéndice, se presentan ejemplos de algunos estudios de simulación y partes especiales de este estudio.

En resumen, la calibración sistemática de los protocolos antes mencionados tiene mucho en común. Primeramente, todos inician con una definición clara del objetivo y hacen énfasis en la importancia de la calidad de los datos y su verificación; luego, todos ellos demandan una etapa de validación después de la calibración. No obstante, existen etapas significativas en las que cada protocolo tiene planteamientos diferentes. Por ejemplo, los métodos experimentales para determinar la caracterización del influente y la estimación de los parámetros cinéticos y estequiométricos, son todos diferentes en los protocolos de BIOMATH, STOWA y WERF. Lo mismo ocurre para el caso de las campañas de medición dinámica y de diseño, o para el caso del desarrollo de la calibración de los parámetros del modelo (Gürkan et al., 2005).

En la **Tabla 3.1**, se presenta una comparación de estos protocolos.

Tabla 3.1 Fortalezas, debilidades, oportunidades e inconveniencias de los diferentes protocolos de calibración (Gürkan et al, 2005)

	Fortalezas	Debilidades	Oportunidades	Inconveniencias
Petersen et al. (2002)	<ul style="list-style-type: none"> - Datos de diseño y operación. - Caracterización del influente. - Caracterización hidráulica, de sedimentación y biológica. - Campañas de medición. - Determinación de parámetros cinéticos (crecimiento y decaimiento) y estequiométricos (rendimiento). 	<ul style="list-style-type: none"> - No presenta metodología para analizar la calidad de los datos. - No presenta información sobre análisis de sensibilidad. 	<ul style="list-style-type: none"> - Generalmente aplicable. - No se requiere de especialistas para su aplicación. - Basado en experiencias prácticas. - Aplicable para PTAR combinadas (municipal e industrial). 	<ul style="list-style-type: none"> - No hay técnicas matemáticas/estadísticas para la selección de parámetros para la calibración.
STOWA	<ul style="list-style-type: none"> - Caracterización biológica y de sedimentación detallada. - Control en el proceso - Tiempo estimado para las etapas de calibración. - Calidad en el análisis de datos. - Calibración por etapas en el proceso biológico - Protocolo estructurado - Líneas de retroalimentación 	<ul style="list-style-type: none"> - Caracterización hidráulica no detallada. - Pruebas de DBO con problemas (f_p) - No caracterización de biomasa - No hay un procedimiento de la campaña de medición. - No hay información sobre el análisis de sensibilidad. - Fija parámetros para calibración biológica 	<ul style="list-style-type: none"> - Fácil de usar - Métodos experimentales prácticos. - No requiere de especialistas. - Bueno para consultores y nuevos modeladores. 	<ul style="list-style-type: none"> - No hay técnicas matemáticas/estadísticas para la selección de parámetros para la calibración. - Puede ser no aplicable para diferentes PTAR, puesto que los parámetros para la calibración pueden cambiar de una planta a otra.
BIOMATH	<ul style="list-style-type: none"> - Caracterización hidráulica, de sedimentación y biológica. - Caracterización detallada del influente. - Caracterización de biomasa. - Análisis de sensibilidad/selección de parámetros. - OED para el diseño de la campaña de medición. - Protocolo estructurado - Líneas de retroalimentación 	<ul style="list-style-type: none"> - El OED no ha sido aplicado en la práctica pero está en etapa de investigación. - El OED requiere de software y especialistas. - No detalla metodología para checar la calidad de los datos. - No presenta un procedimiento práctico para la calibración de los parámetros 	<ul style="list-style-type: none"> - Generalmente aplicable. - El trabajo se eficiente si se implementa en un simulador. - La campaña de medición dinámica puede ser diseñada y comparada basándose en OED. 	<ul style="list-style-type: none"> - No todos los softwares de modelación y simulación tienen OED y análisis de sensibilidad (SA). - Se requiere de un alto grado de especialización para su aplicación.

Tabla 3.1 Fortalezas, debilidades, oportunidades e inconveniencias de los diferentes protocolos de calibración (continuación)

	Fortalezas	Debilidades	Oportunidades	Inconveniencias
WERF	<ul style="list-style-type: none"> - Caracterización del influente detallada. - Determinación de μ_A y b_A detallada. - Caracterización de biomasa. - Selección de parámetros y análisis de sensibilidad. - Análisis de calidad de datos. - Ejemplos de casos de estudio. 	<ul style="list-style-type: none"> - Menos énfasis en el proceso de sedimentación. - No hace énfasis en otros parámetros cinéticos más que en los de nitrificación. - No presenta un protocolo estructurado. 	<ul style="list-style-type: none"> - Basado en experiencias prácticas. - Provee diferentes niveles de calibración. - Bueno para consultores y nuevos modeladores. 	<ul style="list-style-type: none"> - Se enfoca en la determinación de μ_A y en la caracterización del influente. - Ignora otros compartimientos del modelo a gran escala. - Métodos laboriosos.
HSG	<ul style="list-style-type: none"> -CFD para la caracterización hidráulica. - Caracterización biológica. - Diseño de campaña de medición. - Formato estándar para documentar. - Análisis de calidad de datos. - Protocolo estructurado. 	<ul style="list-style-type: none"> - No presenta líneas de retroalimentación en el diagrama. - Provee solamente líneas generales. - No detalla caracterización de sedimentación. - No presenta métodos particulares para caracterización del influente y/o estimación de parámetros. - No detalla análisis de sensibilidad y selección de parámetros. 	<ul style="list-style-type: none"> - Generalmente aplicable. - Formato estándar para completar documentación. - Reportes de estudios de calibración. 	<ul style="list-style-type: none"> - No se detalla lo suficiente para nuevos practicantes. - Los casos de metodologías experimentales para influente y caracterización cinética pueden poner obstáculos en la calibración estándar.

El análisis anterior de los protocolos, da como resultado la comparación de una serie de ventajas y desventajas, además de un alto grado de similitudes y diferencias entre ellos. Así con todos estos procedimientos, se puede hacer una evaluación y un análisis crítico de las diferentes experiencias, y para ello, hay que considerar un punto muy importante, la estandarización de la calibración. Al respecto, es importante mantener en mente, que estos protocolos son los primeros pasos a resolver en este problema tan complejo de calibración del modelo ASM1.

El estado de arte de la calibración del modelo ASM1, se resume en los protocolos antes mencionados fijado en los objetivos de sus fases, los cuales se pueden identificar a través de los siguientes puntos:

- 1) Rango de aplicación de los protocolos.
- 2) Limitaciones técnicas de herramientas y/o sensores para la colección de datos.
- 3) Limitaciones en transferir datos de laboratorio a modelos en gran escala.
- 4) Colección de datos de diseño (campañas de medición): ad-hoc (para un propósito en particular) contra aproximaciones matemáticas.
- 5) Complejidad del modelo de calibración: datos limitados contra la estructura compleja del modelo.

En resumen, el análisis de los problemas arriba citados, puede ser benéfico para improvisar la identificabilidad de los parámetros del ASM1: ventajas del uso de herramientas matemáticas/estadísticas, desarrollo de sensores eficientes, improvisación de experimentos en batch, entendimiento del régimen transitorio de biomasa en pruebas batch, etc.

3.3 Aplicaciones de modelación en plantas de tratamiento

El desarrollo de la modelación de plantas de tratamiento de aguas residuales en Europa, se ha extendido significativamente. En la planta de tratamiento de Praga (República Checa) durante los años 1994-1997 (Novák y Havlíková, 2004), se construyeron nuevos tanques de regeneración y sedimentación secundaria. En los primeros años, la planta presentó problemas de operación: insuficiente nitrificación (principalmente en invierno), falta de denitrificación causando flotación de lodos en sedimentadores secundarios, problemas de abultamiento de lodos y espumas en digestores, además de insuficiente capacidad de disposición en línea de lodos. Los problemas fueron identificados (Henze y Grau, 1999) y consecuentemente se propuso una solución (Wanner et al., 1999-2001). La solución fue a través de una modelación matemática usando el software GPS-X como herramienta de simulación.

En Turquía, la legislación ambiental impuso restricciones en los estándares de calidad en efluentes para la protección del medio ambiente. Debido a ello, se tuvo que simular 0.77 millones de metros cúbicos por día de una planta de lodos activados del tipo convencional en Ankara. La modelación fue realizada con ASM1, y la simulación con SSSP (Programa de simulación de lodos simples, por sus siglas en inglés) (Gokcay y Sin, 2004).

El principal objetivo del proyecto presentado por Printemps et al. (2004) fue el de desarrollar una herramienta matemática capaz de reproducir y anticipar el comportamiento de la planta de tratamiento de aguas residuales de Tougas (Nantes, Francia). El modelo fue ejecutado con ASM1 y la simulación con el software WEST.

La aplicación de una nueva tecnología llamada BABE (proceso sobre remoción de nitrógeno y bio-aumento de nitrificantes) en la planta de Garmerwolde (Holanda) fue evaluada con el modelo ASM1 y simulada con AQUASIM (Salem et al., 2004).

La eficiencia del modelo ASM3 fue evaluada en 6 plantas de tratamiento de Alemania (Wichern et al., 2003). El modelo se usó para la remoción de nitrógeno. Por otra parte, en la planta de tratamiento de Haarlem Waarderpolder (Holanda) se modeló la remoción de DQO, N y P a través de dos modelos combinados, el Modelo

Bio-P (Murnleitner et al., 1997) y el modelo ASM2. Esta combinación, fue capaz de describir el funcionamiento de la planta. Se usó como software de simulación a SIMBA (Brdjanovic et al., 2000).

Un reporte con varios casos de aplicación en modelación en PTAR, es presentado por Hydromantis Inc. de Hamilton Canadá, propietaria del GPS-X, en el cual se incluyen plantas ubicadas en Canadá, USA, Inglaterra, Japón, Suecia, Alemania, Austria y Holanda, en todas ellas se mejoró la operación y se redujeron costos.

Además de los ejemplos citados anteriormente, Gernaey et al. (2004) reportan casos de aplicación de la modelación y simulación en PTAR, para mejorar su eficiencia y reducir costos de operación; WERF (2003) presenta varios casos en USA y Hulsbeek et al. (2002), reportan más de 100 plantas modeladas en Holanda.

4. PLANTEAMIENTO DE LA INVESTIGACIÓN

4.1. Justificación

4.1.1 Justificación contextual

Monterrey se ha perfilado como pionero en el campo del tratamiento de aguas residuales, tanto para fines de reuso como también para la preservación del entorno ambiental. Actualmente entre la iniciativa privada y el sector público, operan varias PTAR con un flujo total mayor a 10,000 L/s, de los cuales alrededor de 3,000 L/s se destinan a reuso industrial, colocando a Monterrey en primer plano a nivel nacional en este rubro.

Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey (SADM), opera en el área metropolitana tres PTAR: la planta “Dulces Nombres” con capacidad para tratar 5,000 L/s, la planta “Norte” 2,500 L/s y la planta “Noreste” 1,250 L/s. Esta última planta fue modelada con ASM1 y se verificó su comportamiento actual en cuanto a producción de lodo y calidad del efluente. Asimismo, la aplicación del modelo calibrado, permitió la posibilidad de economizar los costos de operación del sistema de tratamiento y conocer su verdadera capacidad (Loaiza, 2007).

Con la experiencia lograda en la planta Noreste, el organismo operador SADM decidió extender la práctica de modelación y simulación a la planta “Dulces Nombres” y con ello desarrollar una metodología de calibración aplicable para las PTAR en esa zona metropolitana, además de disminuir los costos de operación por efecto de aireación. Cabe mencionar que el sistema de aireación de esta planta, fue cambiado de oxígeno puro a burbuja fina, lo que implicó que el volumen del reactor haya quedado corto en el límite del proceso convencional y el de alta tasa, lo cual representó un reto en la calibración del modelo.

4.1.2 Justificación científica

Actualmente, para el diseño u optimización de PTAR de lodos activados, se han desarrollado una serie de modelos avanzados (ASM1, ASM2, ASM2d, ASM3) con los que se obtiene una modelación exacta del comportamiento de los procesos. La

experiencia adquirida al respecto, teniendo en consideración que las características del agua residual a tratar son específicas de cada proceso, se enfoca en la calibración del modelo establecido y la utilización de métodos para la caracterización del agua, el lodo y la evaluación hidráulica del sistema.

Los métodos de caracterización del agua residual propuestos en el documento original del ASM1 y, luego por otros autores (Vanrolleghem, et al., 1999; Gürkan et al., 2005) son complejos y lentos, además de desarrollarse en climas fríos, por lo que representa un obstáculo en la utilización de la modelación en países en vías de desarrollo como México. El método de caracterización de la STOWA representó una opción factible para esta etapa del proceso, por su simplicidad. A pesar de que este método ha sido probado y desarrollado satisfactoriamente en Holanda, la utilización en ciudades como Monterrey con climas extremos, requiere de una evaluación antes de poder adaptarlo. La generación de datos sobre caracterización del agua residual, así como la clasificación de la DQO y el N, es un requisito para facilitar la introducción de la modelación en nuestro país.

La modelación de la planta de tratamiento de “Dulces Nombres” siguiendo una estrategia de calibración específica, en la cual se combinó el protocolo de STOWA (Hulsbeek et al., 2002), el esquema propuesto por Petersen *et al.* (2002) y la secuencia de calibración propuesta por WERF (2003), dio una metodología original para ser utilizada en la región, cuyas condiciones ambientales y características del agua residual que se tratan, son diferentes a las analizadas en los modelos aplicados en Holanda.

El trabajo realizado en la planta Noreste en el área metropolitana de Monterrey, marcó un “hito” en la modelación y calibración del modelo ASM1 en México, no obstante, el sistema de aireación de la PTAR durante la campaña fue deficiente, por lo que la investigación con respecto a la nitrificación fue limitada; lo que se retomó y profundizó en la planta “Dulces Nombres”.

El presente trabajo de investigación en la planta “Dulces Nombres”, se enfocó en desarrollar una metodología de calibración específica que integrando con la

establecida en la planta Noreste, pueden ser aplicables en cualquier otra planta de la región.

4.2. Hipótesis

La metodología de calibración del modelo ASM1 utilizada para la planta “Noreste” de Monterrey podría profundizarse con el caso de “Dulces Nombres” y ofrecer una metodología estándar que podría ser utilizada en otras PTAR de la zona.

Los valores de los parámetros cinéticos y estequiométricos del modelo ASM1, obtenidos a temperaturas de 10 y 20°C, podrían ser diferentes de los valores requeridos para la planta “Dulces Nombres”, cuyo historial en temperaturas de proceso son de 20 a 30°C.

4.3 Objetivos

4.3.1 Objetivo general

El objetivo general de este trabajo fue adaptar y calibrar el modelo ASM1 para simular la planta de tratamiento “Dulces Nombres”, para obtener una buena descripción de la eficiencia de remoción de carga orgánica y nitrógeno, y de la producción de lodos.

4.3.2 Objetivos particulares

- a) Caracterizar el agua residual y obtener las fracciones de DQO y N según diferentes métodos (STOWA vs Influent Advisor).
- b) Analizar el efecto del tamaño de poro en el fraccionamiento (STOWA vs Influent Advisor), así como, comparar S_S por respirometría y método fisicoquímico.
- c) Determinar el efecto de la temperatura sobre parámetros cinéticos de crecimiento y decaimiento (μ_H , b_H) a 20, 24, 28 y 32°C a través de pruebas de respirometría, así como, evaluar Y_H en esta agua.

- d) Integrar a este trabajo, los resultados de la modelación y calibración hidráulica de los reactores y de la sedimentación, desarrollados por Flores (2008).
- e) Modelar con GPS-X y calibrar el modelo ASM1 para representar el comportamiento de la planta de tratamiento, para predecir la calidad del efluente (N y DQO) y la producción de lodo en estado estacionario.
- f) Aplicar el modelo calibrado y estudiar escenarios de ampliación de la planta de tratamiento.

5. METODOLOGÍA

Como se mencionó en el capítulo III (Estado de Arte), la adaptación del modelo ASM1 y su calibración, se analizó de acuerdo a varios procedimientos tratando de obtener la mayor cantidad de información necesaria para dar una descripción más exacta del sistema de lodos activados en estudio, y de esta manera lograr una aproximación confiable en la calibración. En este sentido, la estrategia para calibrar y simular la planta de tratamiento de aguas residuales de “Dulces Nombres” en Monterrey, N. L., se presenta a continuación.

5.1 Meta de la modelación y simulación

La meta perseguida con la modelación y simulación de la planta “Dulces Nombres” fue la de llegar a reproducir fielmente la eficiencia de remoción de carga orgánica, nitrógeno y producción de los lodos.

5.2 Delimitación del proceso para la modelación

La modelación de la planta de tratamiento, se enfocó en el proceso de lodos activados (aireación y sedimentación secundaria). Este sistema de lodos activados (**Figura 5.1**), es alimentado a través de la caja repartidora (CR_2) y comprende un tren de 5 reactores (R_1 a R_5) y 6 sedimentadores secundarios (CS_1 a CS_6). Los 5 reactores descargan a una caja repartidora (CR_3) donde se distribuye el licor mezclado a los 6 sedimentadores secundarios. En este proceso, el reactor 5 y el clarificador secundario 2 se manejan de manera independiente. La purga de lodo de los 6 sedimentadores secundarios se lleva a cabo a través de la estación de bombeo de lodos (EBL) para luego ser enviados a tratamiento. En el caso de la recirculación de lodos, los clarificadores 1, 3, 4, 5, y 6 descargan en EBL para luego enviar el lodo a la estación de recirculación de lodos (ERL) y de aquí distribuirse en los primeros 4 reactores; la recirculación del CS_2 se bombea de manera independiente al R_5 también a través de ERL. En el **anexo 2**, se presentan una serie de fotografías donde se muestran detalles de este proceso de lodos activados.

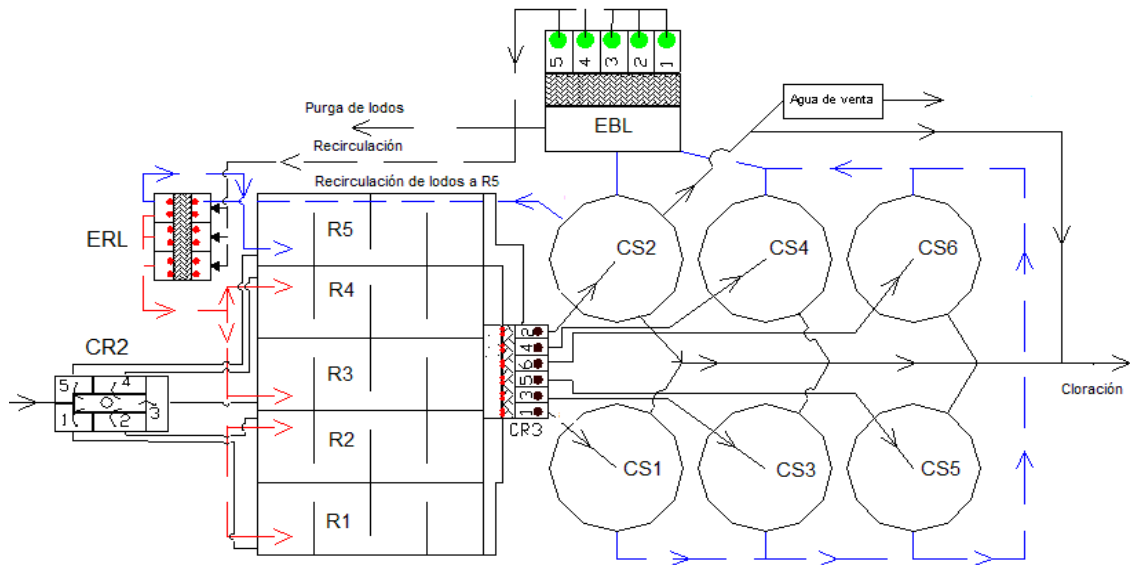


Figura 5.1 Sistema de lodos activados. PTAR “Dulces Nombres”

La modelación se realizó en dos líneas: la independiente (Reactor 5 – Clarificador Secundario 2) y la conformada por los Reactores 1 a 4 y sus Clarificadores Secundarios para la línea 2.

5.3 Sub-partes del estudio y estrategia general de calibración

Para desarrollar una secuencia de calibración específica para el proyecto, se integraron diferentes estudios, tales como: a) caracterización del influente, efluente y lodos, así como la determinación de las fracciones de la DQO y el N; b) determinación del comportamiento hidráulico de los reactores biológicos a través de pruebas de trazador; c) evaluación de las características de sedimentación del lodo a través de pruebas en columna; y d) La realización de pruebas respirométricas. La integración de los resultados de los diferentes estudios durante la fase de calibración del modelo, fue basado en el esquema propuesto por Petersen et al. (2002), el cual hace énfasis en el desarrollo de la calibración en estado estacionario para determinar los parámetros que afectan el comportamiento de la planta.

Para calibrar y simular la planta de tratamiento (en estado estacionario), se utilizó el software GPS-X (Hydromantis, 2003), con el modelo biológico ASM1 (versión

Mantis). La secuencia de calibración fue basada en las etapas y experiencias propuestas por WERF (2003, capítulo 21).

El procedimiento de calibración de STOWA (Hulsbeek et al., 2002), también fue muy útil para la selección de parámetros del modelo biológico, necesarios para ajustar la calidad del efluente y la producción de lodos durante la calibración. Por otra parte, los datos obtenidos durante la caracterización y medición de gastos, también utilizados para la calibración, fueron generados a través de una campaña intensiva de muestreo y análisis.

En este procedimiento de calibración, se analizaron dos aspectos importantes considerados en la modelación dinámica del proceso de lodos activados: 1) el modelo hidráulico que describe la distribución de flujo del reactor, para lo cual se hizo necesario las pruebas de trazador, mismas que fueron presimuladas con el software Aquasim, esto para determinar el número equivalente de reactores de mezcla completa en serie, y, 2) el modelo de sedimentación, necesario para determinar la velocidad de sedimentación del lodo. Para ello se determinaron los parámetros de Vesilind, mismos que fueron ajustados con el software Aquasim.

Por otra parte, se llevaron a cabo pruebas de respirometría con muestras del influente para determinar la fracción S_S , como otro método alternativo diferente al físico-químico.

De igual forma y como una subparte de este proyecto, se realizaron pruebas respirométricas para medir la tasa de consumo de oxígeno (OUR) en los tanques de aireación, así como también, para determinar la tasa de crecimiento y decaimiento heterotrófico en función de la temperatura (20, 24, 28 y 32°C).

5.4 Programa de medición de flujos

Los reactores R_1 a R_4 y sus clarificadores secundarios se modelaron como una sola unidad, mientras que R_5 se mantuvo como una línea por separado. Fue necesario identificar todos los segmentos de la PTAR y por ende todos los puntos posibles de medición de gastos, los cuales se muestran en la **Figura 5.2**. En consecuencia, se

diseñó el programa de muestreo. Para la modelación, entonces, se tomó la decisión de considerar como límite solamente el proceso de lodos activados, pero incluyendo, para propósitos de información, algunos puntos de muestreo alrededor de los sedimentadores primarios.

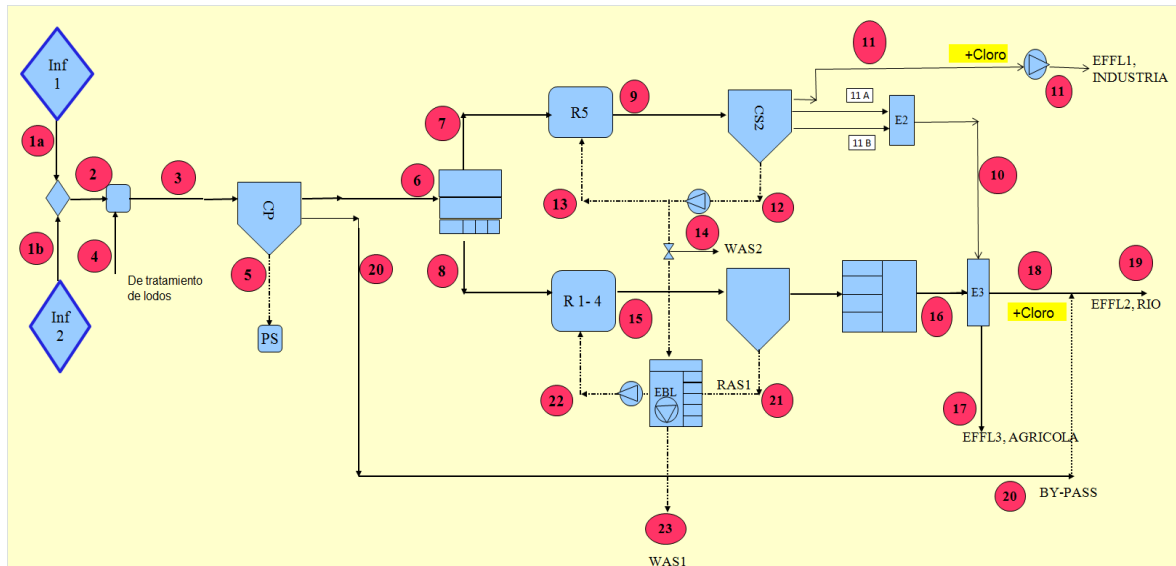


Figura 5.2 Identificación de flujos en todos los segmentos de la PTAR

Como se observa en la figura anterior, para identificar los puntos de medición, se identificaron todos los segmentos de la PTAR, los cuales fueron numerados del 1 al 23.

Los puntos de medición mínimos a monitorear se redujo y fueron identificados como: #3, #5, #9, #11, #13, #14, #17, #19, #20, #22 y #23. El punto #19 se midió solamente para verificar algunos balances de masa.

Adicionalmente, se tomó la decisión de verificar algunos gastos entre los reactores R_1 a R_4 , y para ello se instalaron medidores de flujo en tres diferentes puntos a lo largo del canal de salida de los reactores; los puntos de medición fueron identificados como #15a, #15b y #15c.

Con los puntos monitoreados, fue posible calcular a través de un balance de materia los demás flujos, tal y como se especifica en la **Tabla 5.1**.

Tabla 5.1 Método de cálculo de gastos no medidos

Gasto no medido	Gasto medido	Gasto no medido	Gasto medido
Q ₆	= Q ₃ -Q ₅ -Q ₂₀	Q ₁₅ R1out	= Q _{15a}
Q ₁₀	= Q _{11A} + Q _{11B}	Q ₁₅ R2out	= Q _{15b} - Q _{15a}
Q ₁₂	= Q ₁₃ + Q ₁₄	Q ₁₅ R4out	= Q _{15c}
Q ₉	= Q ₁₀ + Q ₁₁ + Q ₁₂	Q ₁₅ R3out	= Q ₁₅ - Q _{15R1} - Q _{15R2} - Q _{15R4}
Q ₇	= Q ₉ - Q ₁₃	Q ₉ R5out	= Q ₉
Q ₈	= Q ₆ - Q ₇	Q R1in	= Q _{R1out} - (1/4)Q ₂₂
Q ₁₅	= Q ₈ + Q ₂₂	Q R2in	= Q _{R2out} - (1/4)Q ₂₂
Q ₂₁	= Q ₂₂ + Q ₂₃ - Q ₁₄	Q R4in	= Q _{R4out} - (1/4)Q ₂₂
Q ₁₆	= Q ₁₅ - Q ₂₁	Q R3in	= Q _{R3out} - (1/4)Q ₂₂
Q ₁₈	= Q ₁₀ + Q ₁₆ - Q ₁₇	Q R5in	= Q ₇
Q ₁₉	= Q ₁₈ + Q ₂₀		

El medidor de flujo para Q₉ (= #15_c) fue instalado en el canal del licor mezclado a la salida del R₅, no obstante, no funcionó adecuadamente. Debido a que era esencial conocer Q₉ para calcular el flujo del influente a R₅ (Q₇) y para determinar el factor de partición con respecto a la segunda línea de tratamiento (R₁₋₄), el monitoreo en el punto #15_c se paró y se cambió de estrategia. Para ello se instalaron dos medidores ultrasónicos en la descarga del vertedor del clarificador secundario número 2 correspondiente a la línea de tratamiento del R₅; los puntos fueron identificados como #11A y 11B. En **Anexo 2**, se presentan fotografías inherentes al programa de medición de flujos.

Durante esta campaña de medición de gastos, fueron utilizados medidores del tipo doppler y del tipo ultrasónico:

- a) Los medidores acústicos de efecto Doppler miden la velocidad de las partículas, ya sean sólidos en suspensión o burbujas de aire, que se desplazan en un fluido en movimiento. Un transductor emisor emite señales acústicas de frecuencia conocida, que son reflejadas por las partículas en movimiento, y que son captadas por un transductor receptor. Con esta información, se analizan los cambios de frecuencia que se presenta entre la señal emitida y la recibida, y el resultado del promedio de estos cambios se relaciona directamente con la velocidad media de las partículas que se están moviendo dentro del fluido, proporcionando de esta manera la velocidad media del flujo. Existen por lo general dos variantes de medidores

ultrasónicos tipo doppler: El primero de ellos, denominado tiempo en tránsito (Transit-Time), emplea señales acústicas mediante la transmisión de pulsos; en cambio el de efecto Doppler emplea la transmisión de una onda continua. Para este proyecto, se utilizaron ambos tipos de flujómetros.

- b) El medidor ultrasónico, calcula el gasto en función de dos variables principales: el área hidráulica y la velocidad media. Después de que se tiene la profundidad del agua se puede calcular el área hidráulica. Este medidor calcula el gasto midiendo el nivel del agua de manera ultrasónica a través de una ecuación. Este tipo de medidor se utilizó en canales.

Por otra parte, para este programa de medición se contó con el apoyo de un sistema maestro digital de captura de datos implantado en la PTAR “Dulces Nombres”, por lo que no fue necesario tomar lecturas manualmente en algunos puntos de medición.

5.5 Campaña de muestreo y análisis

Se desarrolló una campaña intensiva de muestreo y análisis en el influente y efluente del sistema de lodos activados dividida en dos etapas; la primera duró 7 días (5 al 11 de febrero de 2008) en la cual se tomaron muestras del tipo compuesta-tiempo (en base al gasto) durante 24 horas, y la segunda con muestras diurnas durante 2 días (12 y 13 de febrero de 2008) donde se obtuvo la variación horaria de los caudales y caracterización del influente y efluente.

Todas las muestras fueron preparadas (filtraciones, coagulaciones, homogeneización) después de su colección siguiendo los estándares normales específicos. Las muestras fueron separadas, transferidas en diferentes botellas dependiendo de los parámetros a analizar, identificadas y conservadas. Algunas muestras se enviaron al laboratorio de Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey (SADM), tales como DBO, NTK, N-NH₃, Alcalinidad, pH, P_{tot}, SST, SSV, y otras fueron analizadas en el laboratorio de la PTAR “Dulces Nombres” (DQO, N-NO₃⁻, N-NO₂⁻, IVL, Rhodamina), siguiendo los procedimientos de métodos estándar (APHA, 1989). En el **Anexo 3**, se ilustran algunos ejemplos del protocolo de preparación de las muestras utilizadas en la campaña intensiva de muestreo y análisis. Los datos

recolectados y la verificación que se hizo de ellos para fines de este proyecto de investigación fueron:

- Datos de diseño (reactores, clarificadores, cajas repartidoras, canales, etc).
- Datos operacionales (caudales promedio y sus variaciones durante todo el día del influente, efluente, purga, recirculación de lodos, tiempos de retención en tanques, medición de manto de lodos en clarificadores secundarios, pH, T y OD en reactores, etc).
- Caracterización del influente y efluente (DQO_{TOT} , DQO_{SOL} , DBO_5 , SST, SSV, NTK, NTK_{SOL} , $N-NH_3$, $N-NO_3^-$, $N-NO_2^-$, P_{TOT} , $P-PO_4^{3-}$, Alcalinidad, pH).
- Composición del licor mezclado (DQO_{TOT} , DQO_{SOL} , SST, SSV, NTK, NTK_{SOL} , $N-NH_3$, $N-NO_3^-$, $N-NO_2^-$, P_{TOT} , $P-PO_4^{3-}$, Alcalinidad, pH).
- Composición de RAS (SST, SSV, DQO_{TOT} , DQO_{SOL} , $N-NO_3^-$, P_{TOT}).

Respecto a la frecuencia de muestreo, algunos autores consideran 15 días (WERF, 2003), otros 10 días (Langergraber et al., 2004) y otros más entre 3 y 7 días (Hulsbeek et al., 2002). Para este proyecto de investigación se consideraron como adecuadas las dos campañas de muestreo antes mencionadas (9 días).

5.5.1 Localización de los puntos de muestreo

Para la campaña intensiva de muestreo, se seleccionaron puntos estratégicos de toma de muestras, con el fin de obtener la mayor cantidad de resultados que ayudaran a obtener una buena calibración del modelo, así como para también, realizar los balances de materia necesarios para evidenciar errores antes de la calibración. La localización de los puntos de muestreo durante la campaña intensiva se indica en la **Figura 5.3**.

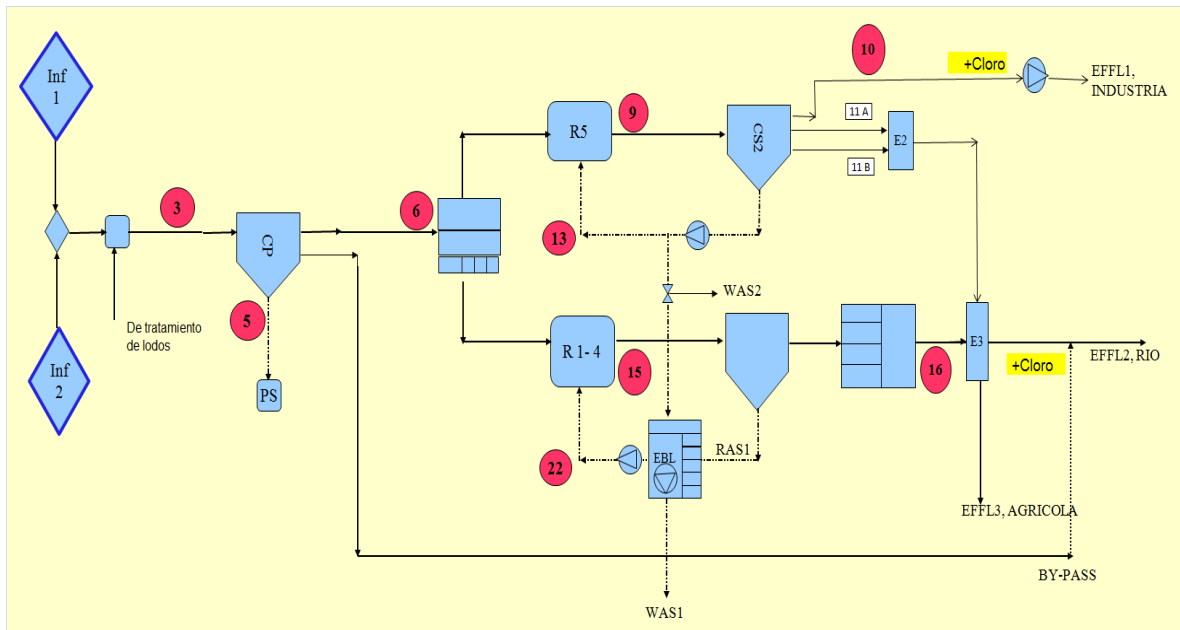


Figura 5.3 Localización de puntos de muestreo (PTAR Dulces Nombres)

Como se observa en la **Figura 5.3**, se tomaron muestras en:

- Influyente crudo (influyente después del desarenador, punto 3).
- Lodo primario (muestra tomada en cárcamo de bombeo de lodos primarios, punto 5).
- Efluente de la sedimentación primaria (muestra tomada en caja repartidora que alimenta a reactores, punto 6).
- Efluente del reactor 5 (muestra tomada en caja repartidora a clarificador secundario 2, punto 9).
- Efluente del clarificador secundario 2 (muestra tomada en canal de CS2, punto 10).
- Recirculación del reactor 5 (muestra tomada en estación de recirculación de lodos del R₅, punto 13).

- Efluente del R_{1_4} (muestra tomada en caja repartidora a CS1, punto 15).
- Efluente de CS_{1,3,4,5,6} (muestra tomada en cárcamo de descarga sin cloro, punto 16) y,
- Recirculación de R_{1_4} (muestra tomada en estación de recirculación de lodos, punto 22).

5.5.2 Programa de muestreo y análisis

Durante el programa de muestreo y análisis, para la obtención de las muestras compuestas en la primera etapa (puntos 3, 6, 10 y 16), se instalaron muestreadores automáticos con capacidad para 24 botellas. Estos muestreadores, se programaron para tomar 950 mL cada hora, y se colocaron estratégicamente, para evitar taponamientos por la presencia de sólidos. Al final del día, se tomó cierta cantidad de muestra, en base al gasto medido y se homogeneizó.

En otros casos, las muestras fueron tomadas manualmente, como en el caso del lodo primario, efluente de reactores y recirculación de lodos. En **Anexo 2**, se muestran algunas fotografías de los puntos de muestreo.

En la **Tabla 5.2 y 5.3** se muestran los parámetros que fueron analizados durante la primera y segunda campaña respectivamente, según lo indicado en los puntos de muestreo (**Figura 5.3**).

Tabla 5.2 Plan de muestreo. Primera campaña, PTAR Dulces Nombres.

Puntos de muestreo	Inf. Crudo (3)	Lodo Prim. (5)	Influyente a Reactor (6)	Licor R ₅ (9)	Licor R ₁₋₄ (15)	RAS R ₅ (13)	RAS R ₁₋₄ (22)	Efluente Sec-R ₅ (10)	Efluente Sec-R ₁₋₄ (16)
Parámetros									
SST (1.2 μm)	xx/3	yy/3	X	Y	Y	Y	Y	X	X
SSV	xx/3		X	Y	Y	Y	Y	X	X
DQO _{TOT}	xx/3		X	Y	Y	yy/3	yy/3	X	X
DQO _{SOL} (1.2 μm)			X					X	X
DQO _{SOL} (0.45 μm FLOC)			X					X	X
DQO _{SOL} (0.45 μm)	xx/3		X	Y	Y			X	X
DQO _{SOL} (0.1 μm)			X					X	X
DBO ₅	xx/3		X					xx/3	xx/3
DBO _{1,2,4,6,8 d} (k ctte)			xx/3						
DBO _{5 SOL} (0.45 μm)			xx/3					xx/3	xx/3
NTK _{TOT}	xx/3		X	Y	Y			X	X
NTK _{SOL} (1.2 μm)			X						
NTK _{SOL} (0.45 μm)			X	Y	Y			X	X
N-NH ₃ (0.45 μm)	xx/3		X	Y	Y			X	X
N-NO ₃ ⁻ (0.45 μm)	xx/3		xx/3	Y	Y	Y	Y	X	X
N-NO ₂ ⁻ (0.45 μm)			xx/3	Y	Y			xx/3	xx/3
P _{TOT}	xx/3	yy/3	X	Y	Y	Y	Y	X	X
P _{SOL} (1.2 μm)			X						
P _{SOL} (0.45 μm)									xx/3
P-PO ₄ ³⁻ (0.45 μm)			xx/3						xx/3
Alcalinidad (CaCO ₃)	xx/3		X	Y	Y			X	X
pH	xx/3		X	Y	Y			X	X
VFA	xx/3		xx/3						
T _{PROMEDIO}				2tx4c	2tx4c				
O ₂ _{PROMEDIO}				2tx4c	2tx4c				
H cama lodo								Rutina	Rutina
SVI				1 Med	1 Med				
Respirometría									
S ₅ a T de operación	X		X						
OUR _{PERFIL} en R ₅ y R ₁₋₄				2tx2c	2tx2c				

X: Muestra compuestas de 24 horas por 7 días (Una muestra cada hora)

xx/3: Muestras compuestas como en **X**, pero sólo durante 3 días

Y: Muestra compuesta de 24 horas por 7 días (Una muestra cada 4 horas)

yy/3: Muestra puntual cada tercer día (10:00 AM y 5:00 PM)

SVI: Muestra puntual de licor R₄ y R₅ tomada diariamente a las 10:00 AM.

2tx4c: Medición en campo dos veces al día (9:00 AM y 5:00 PM) en cuatro celdas (A, B, C y D) de R₄ y R₅.

2tx2c: Medición dos veces al día (9:00 AM y 5:00 PM) en dos celdas (B y D) de R₄ y R₅.

Dos pruebas importantes fueron desarrolladas durante esta primera campaña, la obtención del índice de volumen de lodos (IVL), para la cual se tomaron muestras del licor de los reactores 4 y 5 (individuales) utilizadas para las pruebas de OUR y en las que fue necesario el análisis de SST, además de la prueba de sedimentación en una probeta de 1 litro durante 30 minutos; la otra prueba, se ejecutó para la

obtención de S_s , por respirometría, utilizando para ello muestras del influente después del desarenador y del efluente de la sedimentación primaria de manera individual (ambas tomadas de las muestras compuestas del día anterior) las cuales se mezclaron con el licor del reactor 4 (tomado a las 10:00 AM y utilizado para las pruebas de OUR) previamente aireado durante 24 horas.

Tabla 5.3 Plan de muestreo. Segunda campaña, PTAR Dulces Nombres.

Puntos de muestreo	Inf. Crudo (3)	Lodo Prim. (5)	Influente a Reactor (6)	Licor R ₅ (9)	Licor R ₁₋₄ (15)	RAS R ₅ (13)	RAS R ₁₋₄ (22)	Efluente Sec-R ₅ (10)	Efluente Sec-R ₁₋₄ (16)
Parámetros									
SST (1.2 μm)			S					S	S
SSV			S					S	S
DQO _{TOT}			S					S	S
DQO _{SOL} (0.45 μm)			S/3					S	S
NTK _{TOT}			S						
NTK _{SOL} (0.45 μm)			S/3					S/3	S/3
N-NH ₃ (0.45 μm)			S					S	S
N-NO ₃ ⁻ (0.45 μm)								S	S
pH			S/2						
T _{PROMEDIO}				2x4c	2x4c				
O ₂ PROMEDIO				2x4c	2x4c				
DQO _{SOL} PERFIL (0.45 μm)				S/2	S/2				
N-NO ₃ ⁻ PERFIL (0.45 μm)				S/2	S/2				
N-NH ₃ PERFIL (0.45 μm)				S/2	S/2				
H cama lodo								Rutina	Rutina
Respirometría									
OUR _{PERFIL} en R ₅ y R ₁₋₄				T x C	T x C				

S: Muestra compuesta de 24 horas por 2 días (Una muestra cada 2 horas)

S/3: Medición en una de cada tres muestras simples.

S/2: Medición en una de cada dos muestras simples

2x4c: Medición en campo dos veces al día (9:00 AM y 5:00 PM) en cuatro celdas (A, B, C y D) de R₄ y R₅.

T x C: Medición dos veces al día (9:00 AM y 5:00 PM) en celda (B) de R₁, R₂, R₃ y R₄ el día 12/02/08, y medición 12 veces (cada hora de 8:00 AM a 7:00 PM) el día 13/02/08 en celdas (B y D) de R₄ y R₅.

Esta segunda campaña se enfocó básicamente en el muestreo de influente al reactor y en los efluentes de los sedimentadores secundarios (muestreo para obtener los perfiles diurnos), para ello, se utilizaron también los muestreadores automáticos, solamente que se programaron para tomar muestras cada 2 horas.

En ambas campañas, se realizaron pruebas de respirometría para conocer la tasa de consumo de oxígeno (OUR) en los tanques de aireación en el momento preciso de la toma de muestra. Para ello, las muestras fueron llevadas de inmediato al

laboratorio para iniciar lo más pronto posible la prueba. Las corridas se realizaron con licor de los reactores 4 y 5 (se considera que el licor mezclado de los reactores 1, 2 y 3, es el mismo que el del reactor 4). También se realizaron mediciones en campo de la T y OD con equipo de medición portátil (oxímetro) para observar su evolución. Al mismo tiempo, el sobrenadante de licor mezclado se filtró a $0.45 \mu\text{m}$ para obtener el perfil de la DQO a través de las celdas de los reactores.

5.5.3 Evaluación de los datos colectados y control de calidad

La evaluación de los datos colectados se hizo verificando primero los métodos y precisión de los análisis de laboratorio, de tal manera que se pudieran detectar valores que evidenciaran errores antes de poderse utilizar en la calibración. El control de la calidad implicó la verificación anterior, pero además, la inspección de los puntos de muestreo, medición y análisis de las tendencias y el cálculo de los parámetros estadísticos básicos, lo cual dio la pauta para detectar y eliminar valores extremos.

La verificación a través de balances de masa y evaluaciones empíricas de ciertas relaciones, como DBO_5/DQO , NTK/DQO , SSV/SST , $\text{DQO}_{\text{PART}}/\text{SSV}$, $\text{DQO}/\text{P}_{\text{TOTAL}}$ en el influente, y DQO/SSV y SSV/SST en el licor mezclado, facilitaron la detección de datos fuera de rangos. Algunas relaciones empíricas conocidas en la literatura son: $0.4 < \text{DBO}_5/\text{DQO} < 0.45$ y $1.4 < \text{DQO}/\text{SSV} < 1.5$ para el influente (aguas típicas municipales) y el licor mezclado, respectivamente (WERF, 2003).

Los balances de masas se realizaron para los caudales o flujos máxicos de sólidos inertes, sólidos totales y fósforo. El fósforo en particular, es considerado como la mejor base para realizar balances de masa, ya que se remueve del agua solo a través del efluente y de la purga de lodo, (Langergraber et al., 2004 y Hulsbeek et al., 2002).

5.5.4. Conversión de datos de campaña en información compatible con ASM1

Una etapa importante en la caracterización del agua residual, es la conversión de los datos obtenidos en campaña, una vez depurados, en un juego de fracciones de substrato compatibles con ASM1 (fracción orgánica y nitrógeno). En el presente

proyecto de investigación, se utilizaron tanto el protocolo de STOWA, como el programa Influent Advisor con el modelo “CODfracctions”, para realizar dicha conversión.

5.6. Protocolos de caracterización (STOWA y WERF)

Los métodos específicos usados para la caracterización del influente, fueron escogidos para cumplir tanto los requerimientos establecidos en el protocolo de STOWA (Roeleveld and van Loosdrecht, 2002), como para hallar la información necesaria para poder aplicar el método de fraccionamiento de DQO y los métodos de WERF (2003).

El método físico-químico de STOWA, usa filtraciones a $0.1 \mu\text{m}$ y pruebas de DBO_5 a diferentes tiempos, mientras que WERF (2003) recomienda coagulación con ZnSO_4 seguida por filtración a $0.45 \mu\text{m}$ (método utilizado por Mamais et al., 1993). La diferencia entre STOWA y WERF con respecto a la determinación de S_S y S_I , radica en el tamaño de poro del filtro utilizado. Analizado lo anterior, se tomó la decisión de estudiar los efectos producidos al escoger uno u otro tamaño de filtro, y aún más, se extendió el análisis con otros tamaños de poro (con $1.2 \mu\text{m}$ y con $0.45 \mu\text{m}$ con y sin coagulación) en el influente y efluente de la planta de tratamiento de “Dulces Nombres”.

5.6.1 Fraccionamiento de la DQO

El protocolo de STOWA, se basa en la obtención de la DQO biodegradable ($S_S + X_S$) a través de la obtención del modelo matemático para la curva de DBO, y para lo cual se requiere del análisis de la DBO a diferentes tiempos. Con la curva de primer orden obtenida, se pueden calcular los valores de la constante de reacción “K” y la DBO_U a través de varios métodos establecidos en la literatura (Ramalho, 1991; Metcalf y Eddy, 2003). Los valores de X_S y X_I , se obtienen desarrollando algunas ecuaciones algebraicas claramente presentadas en la publicación del método de STOWA (Roeleveld and van Loosdrecht, 2002).

5.6.2 Fraccionamiento del Nitrógeno

El protocolo de STOWA, relaciona las fracciones de nitrógeno con las fracciones de DQO por medio de factores de conversión (i_{NSi} , i_{NSS} , i_{NXS} , i_{NXi}), de ahí que conociendo los valores de S_S , S_I , X_S y X_I , y tomando los valores de los coeficientes de conversión por “defecto”, se pueden fraccionar el nitrógeno. En el presente trabajo, se determinaron las fracciones de nitrógeno (S_{ND} , S_{NH} y S_{NI}) analizando NTK, $N-NH_3$, $N-NO_2^-$ y $N-NO_3^-$ a través de muestras filtradas ($0.45 \mu m$) del influente y el efluente.

El desarrollo de la metodología de fraccionamiento para la DQO y el N, es abordado con mayor profundidad en el proyecto desarrollado por Loaiza, (2007) en la planta “Noreste” de Monterrey, N. L.

5.6.3 Aplicación del Influent Advisor

El método de WERF es muy similar al modelo del influente usado en GPS-X, lo cual permitió utilizar el programa llamado *influent advisor* (supervisor de influente), como una herramienta para calcular las fracciones con los datos adquiridos por el método de WERF. Tanto el protocolo de STOWA como el de WERF, cuantifican la “fracción soluble” de la cual se deriva la fracción S_S (fracción fácilmente biodegradable). El fraccionamiento del sustrato en términos de ASM1 a través del *influent advisor* en este proyecto de investigación fue una herramienta alternativa de caracterización, la cual se comparó con los resultados obtenidos con el protocolo de STOWA.

5.7 Parámetros cinéticos y estequiométricos

Como información complementaria, para el contexto de temperaturas altas, se determinaron los siguientes coeficientes cinéticos y estequiométricos Y_H , b_H y μ_H en función de la temperatura.

El coeficiente de rendimiento heterotrófico (Y_H), se estimó observando la masa de materia celular que se forma durante la remoción del sustrato soluble (Henze et al., 2002). Para ello se realizaron varias pruebas con muestras del influente a reactores, las cuales fueron presedimentadas y filtradas a $0.45 \mu m$, para después ser

inoculadas con licor mezclado de los reactores (efluente). Para inhibir la nitrificación se agregaron 10 mg/L de alil thiourea a la mezcla. La muestra después de un periodo de mezclado y en intervalos periódicos, se le determinó la DQO soluble ($0.45 \mu\text{m}$) y la DQO total (muestra directa). El valor de Y_H se obtuvo a través de la pendiente de la gráfica de DQO_{CEL} vs DQO_{SOL} a temperatura ambiente.

El coeficiente de decaimiento de la biomasa heterotrófica (b_H), se obtuvo a través de pruebas de respirometría (Henze et al., 2002) y a diferentes temperaturas (20, 24, 28 y 32°C). Para ello se tomaron muestras de licor mixto del efluente del R_1 . Este licor que tenía inicialmente una concentración de alrededor de 4,000 mg SSV/L fue diluido con agua tratada de la planta, en una relación aproximada de 3:1; lo anterior para reducir los problemas de interferencias de los sólidos sobre las membranas de las sondas de oxígeno. Todas las muestras fueron inhibidas con respecto a la nitrificación con 10 mg/L de alil thiourea. La muestra de licor mezclado (700 mL) en los reactores del respirómetro, se mantuvo con aireación continua (bien mezclado) durante 6 a 8 días (duración de la prueba), con un pH cercano a 7 y a la temperatura de prueba. Para controlar la temperatura, se contó con un equipo de calefacción adaptado al respirómetro y con una incubadora, de tal manera de realizar dos pruebas (2 diferentes temperaturas) por día. Al inicio de cada prueba, se repuso el agua evaporada (la evaporación fue variable de acuerdo a la temperatura de la prueba) en cada uno de los reactores. Con la pendiente de la recta de la grafica $\ln r_{O_2}$ contra el tiempo, se puede obtener b'_H y a través de este coeficiente y conocida Y_H y f_p (valor sugerido por ASM1) se puede entonces obtener b_H . Estas pruebas se realizaron por triplicado para cada una de las temperaturas.

Por último, la tasa máxima de crecimiento específico de la biomasa heterotrófica (μ_H), también fue obtenida con pruebas respirométricas según la metodología de Kappeler y Gujer, (1992) que se desarrolla en condiciones de una relación sustrato/biomasa alta (S/X_{alta}). Las pruebas se desarrollaron a las temperaturas de 20, 24, 28 y 32°C . Para estas pruebas, fue necesario optimizar la relación S/X de tal manera de poder obtener buenas curvas de crecimiento. Ya obtenida la relación óptima de S/X, se tomaron 700 mL de muestra con una proporción de 680 mL de agua residual presedimentada (influyente de la planta) y 20 mL de siembra (licor mixto). A cada una de las muestras, se les agregó 10 mg/L de alil thiourea para

inhibir la nitrificación. Debido a que en muchas de las pruebas no se observó suficiente crecimiento por falta de sustrato fácilmente biodegradable, se optó por añadir acetato de sodio y de esta manera, se obtuvieron crecimientos adecuados. No obstante, se continuaron realizando pruebas sin acetato, ya que en algunas ocasiones, se presentaron buenos crecimientos sin la adición de esta sustancia. De igual manera, también se realizaron pruebas sin agregar siembra. Después de calcular los valores promedio de r_{o_2} contra el tiempo y ajustar el respirograma exponencialmente, se pudo obtener la pendiente, $(\mu_H - b'_H)$. Se calculó posteriormente μ_{HMAX} por diferencia ya conocido el valor de b'_H . Estas pruebas también se realizaron por triplicado para cada una de las temperaturas.

5.8 Pruebas de trazador y de sedimentación de lodos

Un requerimiento importante en el procedimiento de calibración, fue conocer la hidrodinámica de las dos líneas de reactores; para ello se corrieron pruebas de trazador con Rhodamina WT en los reactores 1 y 5 por separado, aunque de manera simultánea. Los datos hidráulicos producto de las pruebas, fueron analizados con AQUASIM (Reichert, 1998). Los procedimientos para la prueba de trazador y el método de calibración hidráulica fueron descritos por Fall y Loaiza, (2007). Adicional al trabajo anterior, se desarrollaron pruebas de sedimentación donde se obtuvieron principalmente la velocidad de sedimentación a diferentes concentraciones, aunque también se determinaron otros parámetros como el promedio de IVL y la fracción de sólidos no-sedimentables.

A continuación se presenta un pequeño resumen de la metodología utilizada para la ejecución de ambas pruebas ya que éstas fueron desarrolladas por Flores (2008) en un trabajo de Tesis de Maestría en el mismo proyecto.

5.8.1 Modelación y calibración hidráulica

Con la finalidad de calibrar la hidrodinámica de los reactores (R_{1-4} y R_5), el procedimiento de modelación y calibración hidráulica, constó de las siguientes fases: **a)** Verificación de datos de diseño y operación de la PTAR con base a planos y entrevistas con personal operativo; **b)** Presimulación con AQUASIM; **c)** Prueba de

trazador y su muestreo con mediciones simultáneas de flujos pertinentes; **d)** Análisis de muestras con equipo de fluorimetría; y **e)** Calibración del modelo hidráulico.

La prueba de trazador (rodamina WT) inició a las 13:30 horas del día 30 de enero de 2008 teniendo una duración de 24 horas. Se tomaron un total de 54 muestras de 500 mL en la descarga de cada reactor. Las muestras envasadas fueron preservadas a 4°C y, previo a su análisis, fueron decantadas y filtradas a 0.45µm. La concentración de rodamina WT en cada una de las muestras fue medida por fluorescencia a temperatura ambiente (24°C, misma temperatura que el estándar de calibración) para que no hubiera afectación por este parámetro (al aumentar la temperatura disminuye la fluorescencia 2.6%/°C). Se utilizó el equipo *AquaFluorTM* para las mediciones (<http://www.turnerdesigns.com/t2/instruments/aquafluor>), el cual fue calibrado previamente según lo sugerido por el fabricante.

5.8.2 Modelación de la sedimentación

Para la modelación de la sedimentación, fue necesario desarrollar pruebas de sedimentación en columna con el efluente de los reactores R₁ y R₅, para ello, se utilizó una columna de 1.52 m de altura y 7 cm de diámetro, equipada con un mezclador lento (1 rpm). Las pruebas de sedimentación, se realizaron entre el día 17 de enero y hasta el 20 de febrero de 2008. En cada prueba, se registró la variación de la altura de la interfase sólido-líquido en función del tiempo, para posteriormente utilizar estos datos en el cálculo de la velocidad de sedimentación zonal (V_s) para cada concentración inicial de sólidos (1 a 12 g/L).

Una vez determinadas las velocidades de sedimentación, para cada curva, se graficaron dichos datos versus la concentración de SST, y con ellas se calcularon los parámetros de Vesilind. Al respecto, se implementó el modelo en AQUASIM de tal manera de estimar dichos parámetros.

6. MEDICIÓN DE FLUJOS

La campaña de medición de flujos involucró una gran planeación en la instalación de los flujómetros, desde el tipo de medidor, hasta el lugar en que se instaló (tubería o canal). Por ello, se inició con esta campaña desde una semana antes del inicio de la primera campaña intensiva de muestreo, para ir detectando errores o fallas en los equipos, y de esta manera, poder desarrollar una buena logística en la instalación y distribución de dichos equipos; inclusive, el inicio de la medición de gastos con antelación permitió que el sistema maestro digital de la PTAR, se calibrara adecuadamente.

A continuación, se presentan los resultados de los promedios diarios durante la primera campaña de colecta de muestras compuestas (5 al 11/02/08), y los promedios diurnos de la segunda campaña (12 y 13/02/08).

6.1 Flujos promedios diarios (7 días de campaña)

Esta primera etapa fue necesaria para la calibración del modelo en estado estacionario, de ahí que las mediciones con el sistema maestro digital fueron muy importantes, ya que se tenían lecturas cada dos minutos en los medidores instalados en el influente (Q_3), lodo primario (Q_5), retorno de lodos al reactor 5 (Q_{13}), retorno de lodos a los reactores 1 al 4 (Q_{22}), purga de lodos de sedimentador 2 (Q_{14}) y purga de lodos de clarificadores 1, 3, 4, 5, 6 (Q_{23}).

Por otra parte, también, se tomaron lecturas por hora de manera digital en el efluente de clarificador secundario 2 (Q_{11A} y Q_{11B}), licor de reactor 1 (Q_{15A}), licor de reactor 1 + 2 (Q_{15B}), licor de reactor 4 (Q_{15C}) y efluente hacia agricultura (Q_{17}).

Los datos obtenidos fueron analizados, evaluados y concentrados. Cabe señalar que las lecturas fueron reducidas hasta obtener un promedio diario durante los 7 días de la primera campaña.

Durante la evaluación de los datos, se depuraron algunos resultados que correspondían a fallas en el equipo, en el que por ejemplo, se presentaron datos repetitivos durante un largo tiempo, o bien, resultados negativos.

En la **Figura 6.1**, se observa el perfil diario de Q_3 , Q_{22} y Q_{13} como ejemplo del comportamiento de estos flujos durante esta primera campaña. Es de señalar, que la caracterización del flujo del influente, es básico para los demás flujos.

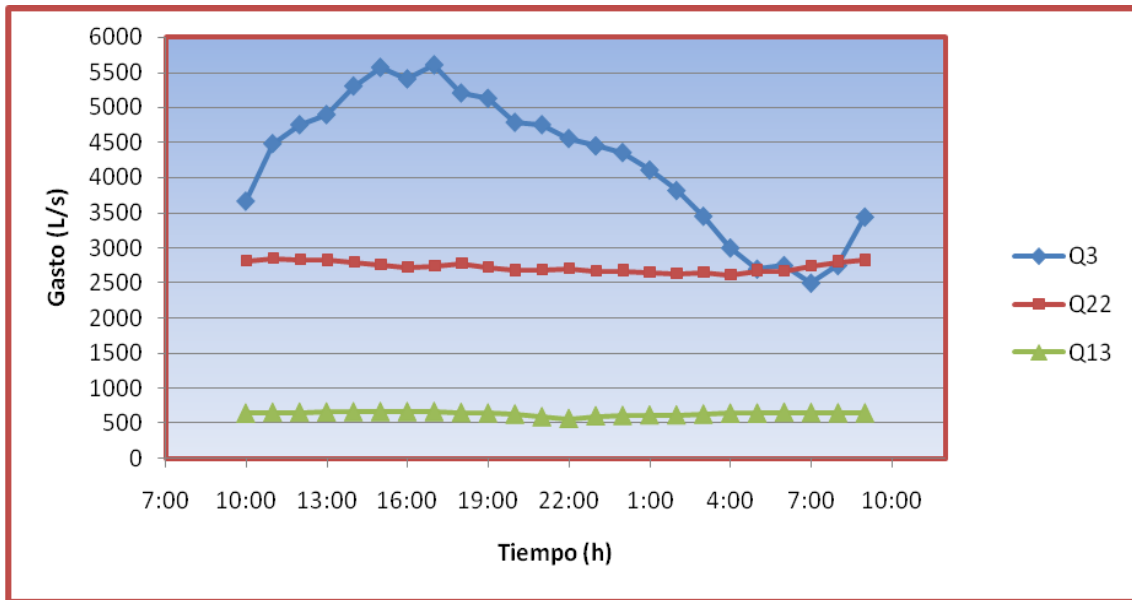


Figura 6.1 Perfil de promedios diarios de gastos de influente y RAS.

Como se muestra en la figura 6.1, el gasto del influente empieza a incrementarse a partir de las 9 de la mañana, y es entre las 14:00 y las 18:00 horas donde se observó un pico constante, presentándose el flujo máximo entre las 15:00 y 17:00 horas. Por el contrario, el flujo mínimo se observó entre las 4:00 y las 8:00 horas, dándose el promedio mínimo alrededor de las 7 de la mañana. Obsérvese, que por cuestiones prácticas, el día se definió de 10:00 A.M. a 10:00 A.M de un día a otro.

Para el caso del gasto en el retorno de lodos (Q_{22} y Q_{13}), se observó un perfil relativamente constante.

Otra manera de presentar el comportamiento del flujo horario del influente crudo durante los días que conformaron la campaña intensiva de medición de flujos, se analiza a través de la **Figura 6.2**.

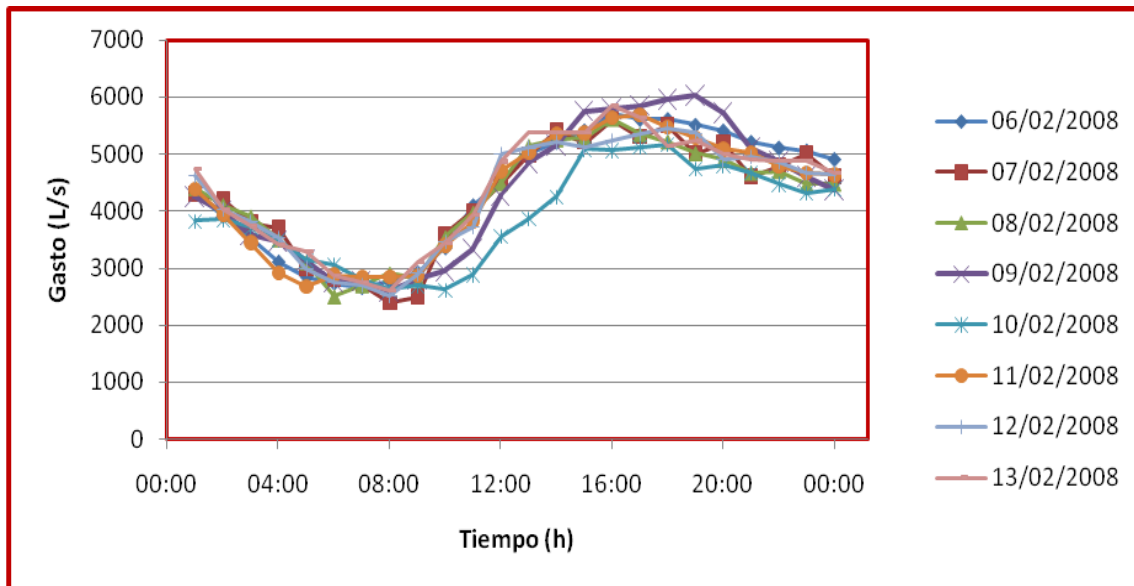


Figura 6.2 Evolución de flujo horario del influente

Como evidencia, en el **Anexo 4**, se presenta a través de gráficos, el perfil de los demás gastos medidos. Cabe mencionar al respecto, que algunos fueron intermitentes (por horas) como es el caso de las purgas (Q_{14} y Q_{23}).

Otro punto importante a considerar, es que el gasto en el by-pass del clarificador primario 4, fue estimado a través de un método basado en la inyección de trazador (promedio de 3 pruebas).

La **Tabla 6.1**, muestra el resultado de los promedios diarios obtenidos durante esta campaña de monitoreo de gastos, así como los valores de los gastos no medidos que fueron calculados a través de balance de masa, con base en las ecuaciones de la **Tabla 5.1**.

Tabla 6.1 Promedios diarios de gastos medidos y no medidos

Gasto medido	(L/s)	Gasto no medido	(L/s)	Gasto no medido	(L/s)
Q_3	4216	Q_6	3824	Q_{15_R1out}	1327
Q_5	52	Q_{10}	367	Q_{15_R2out}	1325

Q ₁₁	185	Q ₁₂	654	Q _{15_R4out}	922
Q ₁₃	635	Q ₉	1206	Q _{15_R3out}	2417
Q ₁₄	19	Q ₇	571	Q _{9_R5out}	1206
Q ₁₇	292	Q ₈	3253		
Q ₁₉	3798	Q ₁₅	5991		
Q ₂₀	340	Q ₂₁	2745		
Q ₂₂	2738	Q ₁₆	3246		
Q ₂₃	26	Q ₁₈	3321		
Q _{11A}	198	Q ₁₉	3661		
Q _{11B}	169	Q _{R1in}	643		
Q _{15a}	1327	Q _{R2in}	641		
Q _{15b}	2652	Q _{R4in}	238		
Q _{15c}	922	Q _{R3in}	1733		
		Q _{R5in}	571		

Un punto importante que hay que hacer énfasis en la **Tabla 6.1** es en los gastos de entrada a los 5 reactores, ya que se supone que debería entrar un caudal igual en cada uno de ellos, tal y como se detalla en la **Tabla 5.1** en el balance de materia, pero no sucede así en los reactores R₃ y R₄ en los cuales se detectaron valores incoherentes, mientras que los valores calculados para el R₁, R₂ y R₅ si presentaron afinidad (**Figura 6.3**). Para estos últimos reactores, el flujo del licor mezclado se midió de manera independiente y los flujómetros operaron sin problemas. El flujómetro utilizado para la medición del licor mezclado del R₄, presentó algunas deficiencias durante la campaña y en el caso de R₃, éste fue determinado en base a Q_{15_R1out}, Q_{15_R2out}, y Q_{15_R4out}, por lo que si la medición en R₄ no es real, tampoco lo es para R₃.

Ahora, el gasto de entrada a los reactores R₁ a R₄, se calcularon en base a Q₃, Q₅ y Q₂₀, tal y como se desglosa en el balance de materia descrito en la **Tabla 5.1**, entonces, si el gasto del influente crudo (Q₃) fue sobrestimado, o bien el gasto en el by-pass del clarificador primario 4 (Q₅) fue subestimado, que son los dos gastos con mayor incertidumbre, entonces, se puede generar el error en la partición de gastos a los reactores.

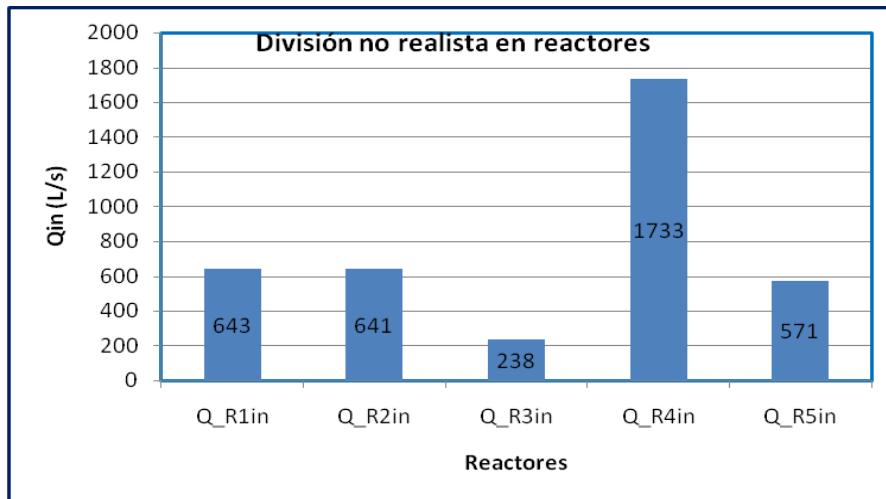


Figura 6.3 Repartición del gasto de influente a reactores (basada en tabla 6.1).

Un dato importante a relucir en esta campaña de monitoreo de gastos, fue la medición del flujo en el influente crudo (Q_3) a través de un flujómetro de efecto doppler en una tubería excepcionalmente grande en diámetro (2.59 m), de ahí que resulte la sospecha de lecturas no reales en este punto. Los resultados del balance de materia desarrollados en el capítulo 10, soportan esta hipótesis. Los resultados de balance de masa, se presentan con anticipación en la **Tabla 6.2**.

Tabla 6.2 Flujos medidos vs flujos corregidos

Campaña	Flujos promedio (L/s)								Estado
	Q ₃	Q ₅	Q ₁₃	Q ₁₄	Q ₂₂	Q ₂₃	Q ₆	Q ₂₀	
Campaña de 7 días	4216	52	635	19	2738	26	3824	340	Estacionario (campaña 1)
De balance de masa	3060	35	635	7	2738	34	2685	340	
Campaña dinámica de 2 días	4293	35	649	14	2714	8	3918	340	Dinámico diurno (campaña 2)
Dinámica: Balance de masa	3098	35	635	14	2738	8	2734	340	

6.2 Perfil diurno promedio de los flujos (2 días de campaña)

Durante la segunda campaña de monitoreo de flujos, se obtuvieron los perfiles diurnos (2 días) para Q_5 , Q_{13} , Q_{14} , Q_{22} y Q_{23} . En la **Figura 6.4**, se presenta el perfil de Q_3 y Q_6 promedios, también se presenta el perfil en la purga de lodos (Q_{14} y Q_{23}) durante esta segunda campaña de monitoreo de gastos.

Esta segunda campaña, fue necesaria para la calibración dinámica, el flujo en el influente y el retorno de lodos. Como se detalla en la **Tabla 6.2**, el gasto en el influente no representó gran diferencia (4216 vs 4293 L/s), no obstante, también se hizo la corrección dinámica en la misma proporción que para la primera campaña.

Por otra parte, para el retorno de lodos al reactor 5 (Q_{13}) y el retorno de lodos a reactores 1 a 4 (Q_{22}) tampoco se encontró gran variación (635 vs 649 y 2738 vs 2714 L/s), respectivamente.

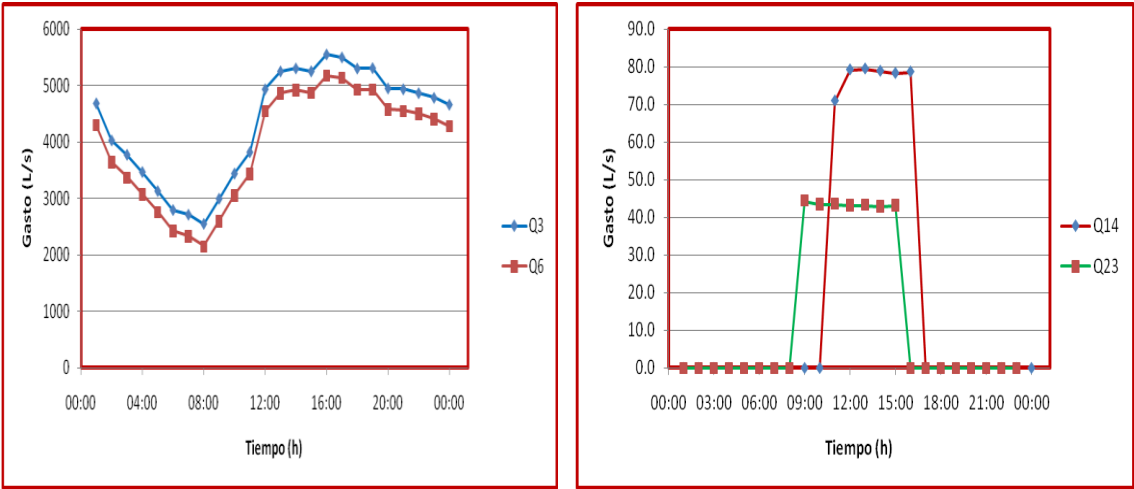


Figura 6.4 Perfil de Q_3 , Q_6 , Q_{14} y Q_{23} promedios (monitoreo diurno de 2 días)

7. CARACTERIZACIÓN

Las características físicas, químicas y biológicas del agua residual cambian durante el día, por tanto sólo se logrará una adecuada caracterización si la muestra del agua es representativa, por ello, en la PTAR de “Dulces Nombres” se obtuvieron y analizaron muestras compuestas conformadas por varias fracciones recolectadas a intervalos de tiempo regulares.

7.1 Muestras compuestas diarias (campana de 7 días)

A continuación (**Tabla 7.1**), se presentan los resultados promedios derivados de las muestras compuestas para los 7 días que comprendieron la primera etapa. En **Anexo 5**, se muestran los resultados detallados para cada día.

Tabla 7.1 Caracterización de la primera etapa (Del 5 al 11 de Febrero de 2008): muestras compuestas (7 días).

PARÁMETROS (mg/L)	PUNTOS DE MUESTREO (CONCENTRACIONES PROMEDIO)								
	3	5	6	9	15	13	22	10	16
SST (1.2 µm)	500.8	36000	107.7	4155.7	4317.9	7790.4	7542.9	14.6	24.4
SSV	383.3		82.6	3192.7	3304.9	5943	5780.9	11.3	21.4
DQO _{TOTAL}	936.3		492.1	5088	5320	9300	8925	42.9	54.9
DQO _{SOL} (1.2 µm)			288.3					30.3	32.4
DQO _{FLOC} (0.45 µm)			203.6					23.9	28.3
DQO _{SOL} (0.45 µm)	236.3		251.3	28.9	31.4	36.5	43.5	28	32.6
DQO _{SOL} (0.1 µm)			241					35	33.7
DBO ₅ total	526.7		314.3					18.1	32.5
DBO ₅ (0.45 µm)			129.3					6.5	5.4
NTK _{TOTAL}	51.5		50.5	67.9	58.5			3.0	5.8
NTK _{SOL} (1.2 µm)			41.6						
NTK _{SOL} (0.45 µm)			41.2	3.1	3.7			2.1	3.2
N-NH ₃ (0.45 µm)	36.3		38.7	2.9	3.7			1.6	3.4
N-NO ₂ ⁻ (0.45 µm)			0.008	0.05	0.2			0.3	0.2
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm)	0.78		0.95	10.1	7.2	2.5	1.72	9.4	8.0
P _{TOTAL}	17.5	429.7	11.7	116.4	122.1	179.9	186.1	8.6	8.9
P _{SOL} (1.2 µm)			9.7						
P _{SOL} (0.45 µm)			9.2						8.5
Alcalinidad (como CaCO ₃)	417.8		399	468.1	503.9			173.3	201.7
p H	7.4		7.5	7.15	7.1			7.6	7.6
S _s (por respirometría)	48.0		34						

Como se observa en la **Tabla 7.1**, el influente a clarificadores primarios (punto 3), presentó resultados muy similares en cuanto a DQO_{SOL}(0.45 µm), NTK_{TOTAL}, N-NH₃ y N-NO₃⁻, con respecto al influente a reactores (punto 6), no así con respecto a SST,

SSV, DQO_{TOTAL}, DBO₅ y P_{TOTAL}, lo cual es debido al tratamiento que se le da al agua residual a través de la sedimentadores primarios, y de los cuales existe purga de lodos, reduciéndose por ello la concentración de sólidos, carga orgánica y fósforo. En las **Figuras 7.1 y 7.2** se observa el comportamiento de la DQO y del nitrógeno en el influente, respectivamente.

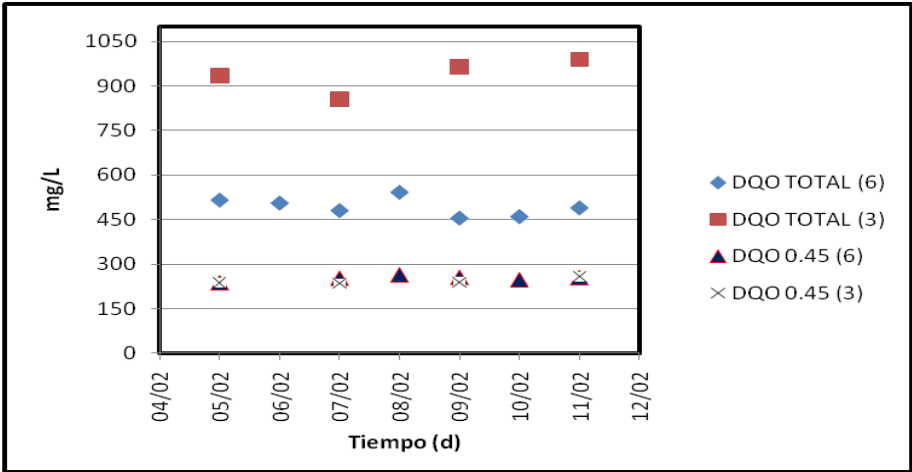


Figura 7.1 Comportamiento de la DQO en el influente (Puntos 3 y 6)

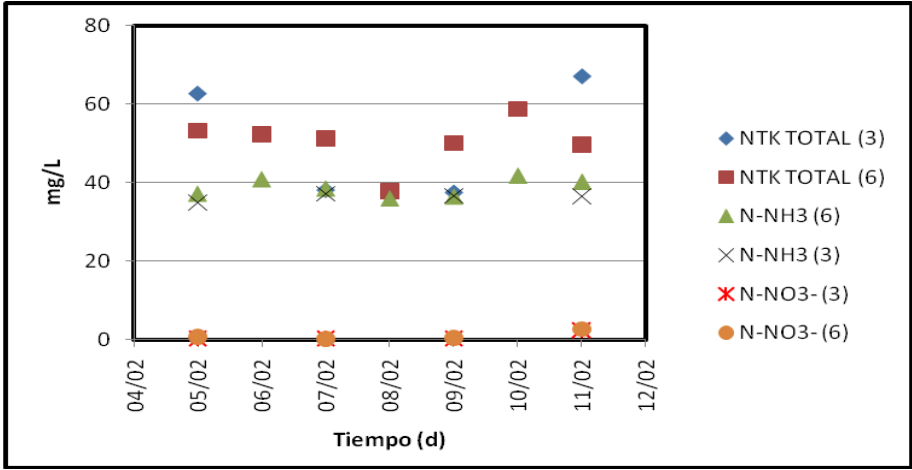


Figura 7.2 Comportamiento del N en el influente (Puntos 3 y 6)

En la **Figura 7.1** la DQO soluble (0.45 μ m), en ambos influentes (puntos 3 y 6) presentan resultados similares en el rango de 213 a 263 mg/L, mientras que la DQO total (punto 3) disminuye al llegar a los reactores, ello por el proceso de remoción de materia orgánica a través de la sedimentación que se lleva a cabo en los

clarificadores primarios. Por otra parte, en la **Figura 7.2**, los resultados de N-NO_3 ($0.45 \mu\text{m}$) se mantuvieron en el orden de 0.2 a 0.6 mg/L durante los primeros 6 días y el último día se disparó hasta 2.6; en el caso del N-NH_3 ($0.45 \mu\text{m}$) el rango estuvo entre 34.9 y 41,7 mg/L en ambos influentes (puntos 3 y 6). Por último la concentración de $\text{NTK}_{\text{TOTAL}}$ en el influente a primarios (punto 3) presentó variaciones importantes en el rango de 37.6 a 67.2 mg/L, no así en el caso del influente a reactores (punto 6) en el que durante 6 días los resultados estuvieron en el rango de 49.7 a 58.8 mg/L.

En el caso de los efluentes de los reactores (puntos 9 y 15), la recirculación de lodos (puntos 13 y 22) y los efluentes de los sedimentadores secundarios (puntos 10 y 16), se presenta una gran afinidad en los resultados, lo cual demuestra una operación relativamente estable del sistema de lodos activados.

En la **Figura 7.3**, se observa que el comportamiento de los SST y SSV en los reactores varió de 3000 a 5000 mg/L, un poco arriba de los rangos habituales (1500-3000 mg SSV/L).

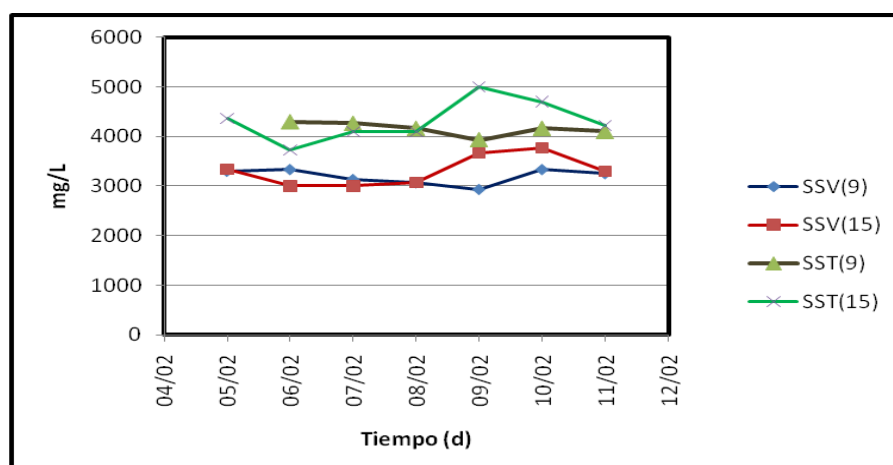
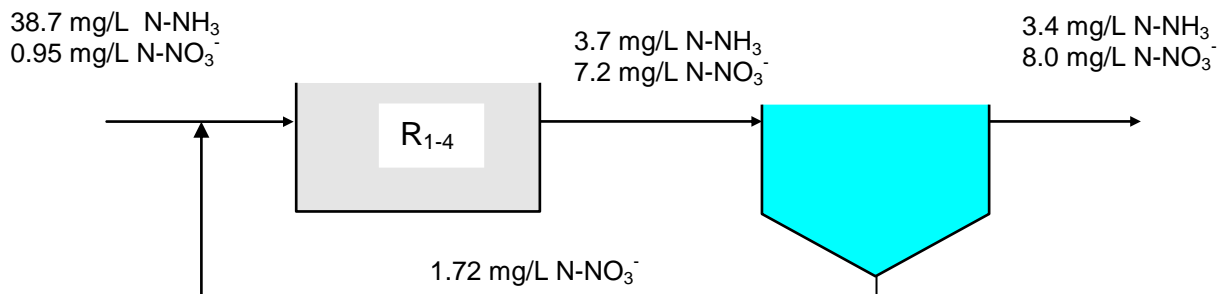
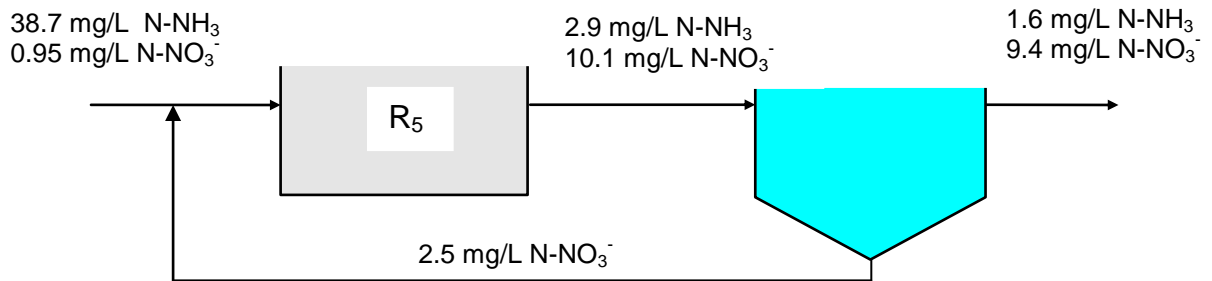


Figura 7.3. Evolución de los SST y SSV en los reactores (puntos 9 y 15)

Por otra parte, refiriéndose a la **Tabla 7.1** se observa que el pH presenta variaciones significativas, mientras que la alcalinidad decrece alrededor del 45% desde el influente crudo hasta el efluente en clarificadores secundarios, lo cual es un indicativo del consumo de ésta durante el proceso de tratamiento (nitrificación).

Con respecto a la nitrificación, este proceso se da principalmente en los reactores lo cual se muestra y se explica a través de los siguientes diagramas para las dos líneas de reactores:



En el caso del R₅, existe un proceso de oxidación del N-NH₃ a N-NO₃⁻ ya que la concentración del N-NH₃ se reduce de 38.7 mg/L a 2.9 mg/L, mientras que los N-NO₃⁻ aumentan de 0.95 a 10.1 mg/L. Esto mismo ocurre en la línea R₁₋₄, el N-NH₃ se reduce de 38.7 mg/L a 3.7 mg/L, y la concentración de N-NO₃⁻ aumentan de 0.95 a 7.2 mg/L.

Además de la nitrificación, en los reactores se presentó una desnitrificación simultánea parcial ya que es conocido que en el núcleo de los flocs existen zonas anóxicas. De acuerdo a los diagramas anteriores, esto se pone en evidencia por un simple balance de nitrógeno (N). Considerando el caso del R₅, si entran 38.7 mg/L de N-NH₃ y salen solo 2.9 mg/L de N-NH₃, el resto (35.8 mg/L) debería estar en forma de N-NO₃⁻ (si sólo existiera nitrificación) de los cuales solo hay 10.1 mg/L; la única manera de explicar esta diferencia, es que se va como N_{2(gas)} en una desnitrificación. Desarrollando el balance para la línea del R₁₋₄ sucede lo mismo; entran 38.7 mg/L (N-NH₃) y salen 3.7 mg/L de N-NH₃ y 7.2 mg/L como N-NO₃⁻, el resto (35 mg/L) se escapa como N_{2(gas)}.

Este mismo caso de desnitrificación también ocurre en los clarificadores secundarios y para ello se describe solo el caso del R_5 , aunque esto se puede observar en la otra línea (R_{1-4}). Se supone que la concentración de $N\text{-NO}_3^-$ en el efluente del clarificador (9.4 mg/L) debe ser igual que la del RAS (2.5 mg/L) ya que son resultados de muestras solubles, sin embargo y debido a la desnitrificación en la cama de lodo, cierta cantidad de $N_{2(\text{gas})}$ se escapa disminuyendo por tanto la concentración de $N\text{-NO}_3^-$ en el lodo (RAS).

En general, la **Tabla 7.1** fue utilizada para analizar el comportamiento de la PTAR; así por ejemplo, para establecer una relación entre los diferentes tamaños de filtros, se realizó un análisis comparativo de DQO y NTK con el fin de determinar las fracciones solubles respecto al influente y efluente; de igual manera, se generaron datos necesarios para verificar algunas relaciones de interés tales como, DBO_5/DQO , NTK/DQO , SSV/SST , DQO_{PART}/SSV , DQO/P_{TOTAL} en el influente, y DQO/SSV y SSV/SST en el licor mezclado; asimismo, se extrajeron datos para verificar los balances de materia en cuanto a SST, ISS y P_{TOT} . Por último, los resultados obtenidos en la primera campaña se utilizaron para los fraccionamientos de DQO y N mismos que se analizan en la sección 7.5.

7.2 Muestras diurnas en segunda etapa (2 días)

De la misma manera de cómo fueron analizados los resultados de la primera campaña, se hizo lo propio con la segunda campaña. En la **Tabla 7.2**, se presentan los resultados promedios para esta última campaña correspondiente a 2 días. En **anexo 5**, se muestran los resultados detallados.

Tabla 7.2 Caracterización de la segunda etapa (12 y 13 de Febrero de 2008)

PARÁMETROS PUNTOS DE MUESTREO	SST (1.2 µm) (mg/L)	SSV (mg/L)	N-NH ₃ (0.45 µm) (mg/L)	NTK _{TOTAL} (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	DQO _{TOTAL} (mg/L)	DQO _{SOL} (0.45 µm) (mg/L)
PRIMER DÍA: 12/02/08							
6	92.2	66.6	35.7	47.8	0.95	478	285
10	9	9	1.4	2.2	10.3	30	31
16	16	13.1	0.4	1.9	10.5	38	29
SEGUNDO DÍA: 13/02/08							
6	81.5	57.2	37.2	47.5	N.A	495	290
10	9	9	0.3	0.8	10.6	22	25
16	10.2	9.1	0.5	0.9	13	34	26
PROMEDIO: 2 DÍAS							
6	86.9	61.9	36.5	47.7	0.95	486.5	287.5
10	9	9	0.9	1.5	10.5	26	28
16	13.1	11.1	0.5	1.4	11.8	36	27.5

En la tabla anterior, se observa la variación horaria del influente y el efluente de algunos parámetros que son de interés para el fraccionamiento de la DQO y el N, los cuales sirven de comparación con los resultados obtenidos en la primera campaña.

Al respecto, en la **Tabla 7.3**, se observan los resultados de ambas campañas y el coeficiente de variación con respecto a la desviación estándar para cada uno de los parámetros. En estos resultados se observan datos poco dispersos con respecto al coeficiente de variación (CV).

Tabla 7.3. Comparación de primera y segunda campaña.

PARÁMETROS PUNTOS DE MUESTREO	SST (1.2 µm) (mg/L)	SSV (mg/L)	N-NH ₃ (0.45 µm) (mg/L)	NTK _{TOTAL} (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	DQO _{TOTAL} (mg/L)	DQO _{SOL} (0.45 µm) (mg/L)
PROMEDIOS (PRIMERA CAMPAÑA)							
6	107.7	82.6	38.7	50.5	0.95	492.1	251.3
10	14.6	11.3	1.6	3.0	9.4	42.9	28
16	24.4	21.4	3.4	5.8	8.0	54.9	32.6
PROMEDIOS (SEGUNDA CAMPAÑA)							
6	86.9	61.9	36.5	47.7	N.A	486.5	287.5
10	9	9	0.9	1.5	10.5	26	28
16	13.1	11.1	0.5	1.4	11.8	36	27.5
COEFICIENTE DE VARIACIÓN ENTRE UNA Y OTRA CAMPAÑA (%CV)							
6	16.7	23.8	4.1	4.0		0.8	9.5
10	33.6	16.0	39.6	47.1	7.8	34.7	0.0
16	42.6	44.8	105.2	86.4	27.1	29.4	12.0

Para el influente a reactores (punto 6) y para el efluente de clarificador secundario 2 (punto 10), se observan resultados muy aceptables según el CV, mientras que para

el punto 16 (efluente de clarificadores secundarios 1-4), existen algunos resultados con un CV demasiado alto, tal es el caso de $N-NH_3$ y NTK_{TOTAL} . No obstante, y de manera general, se aprecian datos coherentes entre una y otra campaña.

Para analizar los resultados anteriores, en las **Figuras 7.4, 7.5, 7.6, 7.7, 7.8 y 7.9** se muestran la evolución de los parámetros SST, SSV, $N-NH_3$, NTK, DQO_{TOTAL} y $DQO_{SOL}(0.45 \mu m)$ del influente y efluente respectivamente de esta segunda campaña intensiva de muestreo y análisis, y en las cuales se pueden observar las tendencias de cada uno de los parámetros mencionados.

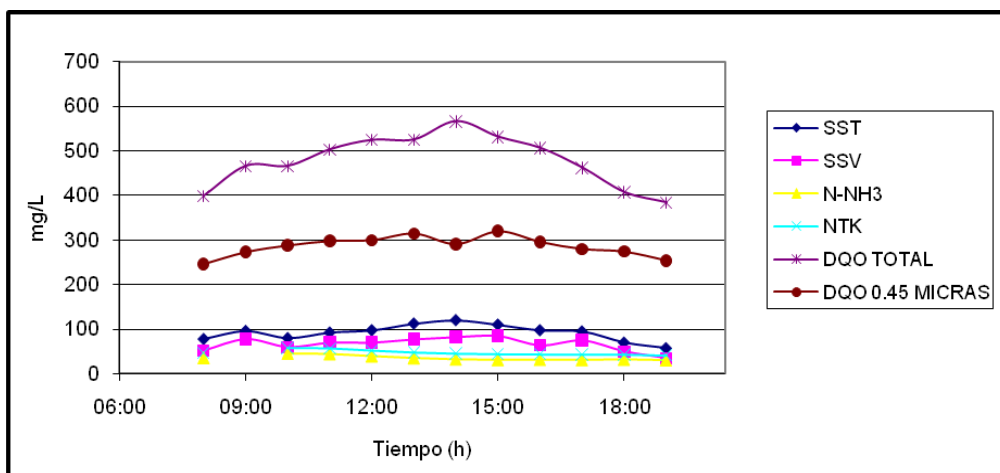


Figura 7.4 Perfil horario del influente (punto 6, 12/02/08)

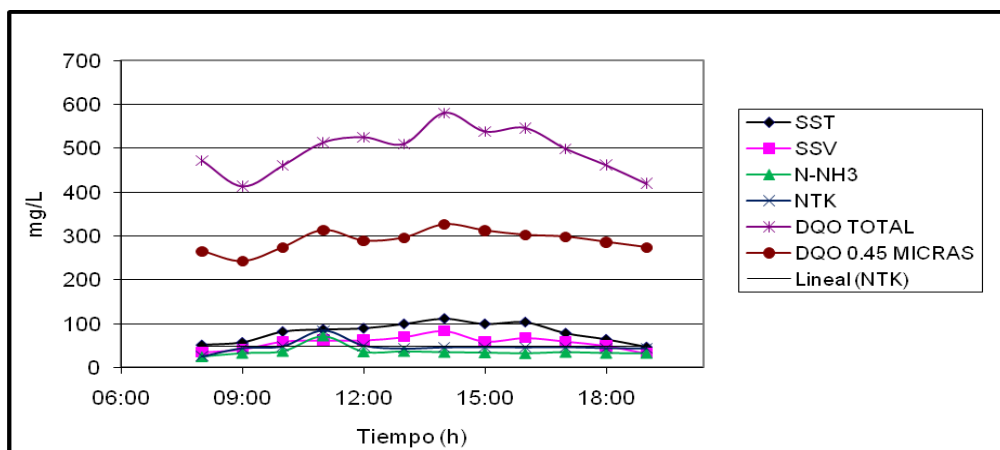


Figura 7.5 Perfil horario del influente (punto 6, 13/02/08)

En las **Figuras 7.4 y 7.5** se observan que las tendencias de todos los parámetros, presentan gran afinidad uno con otro.

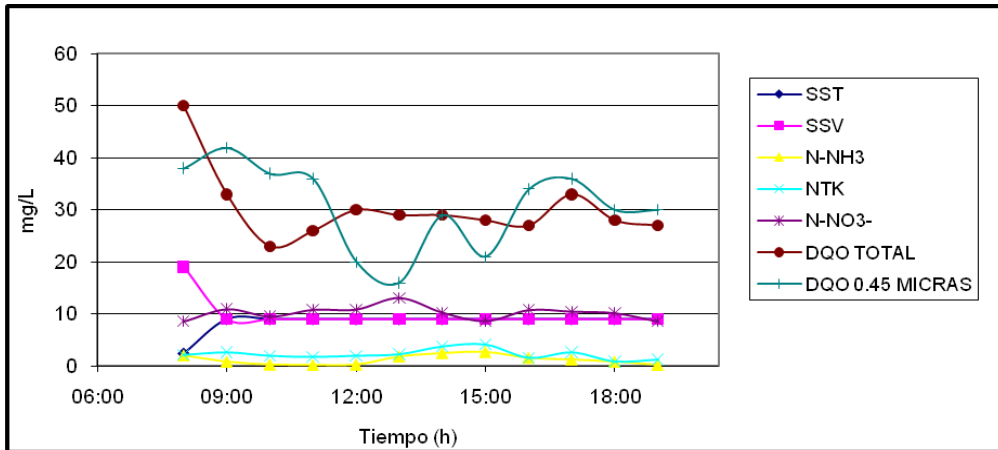


Figura 7.6. Perfil horario del efluente (Punto 10, 12/02/08)

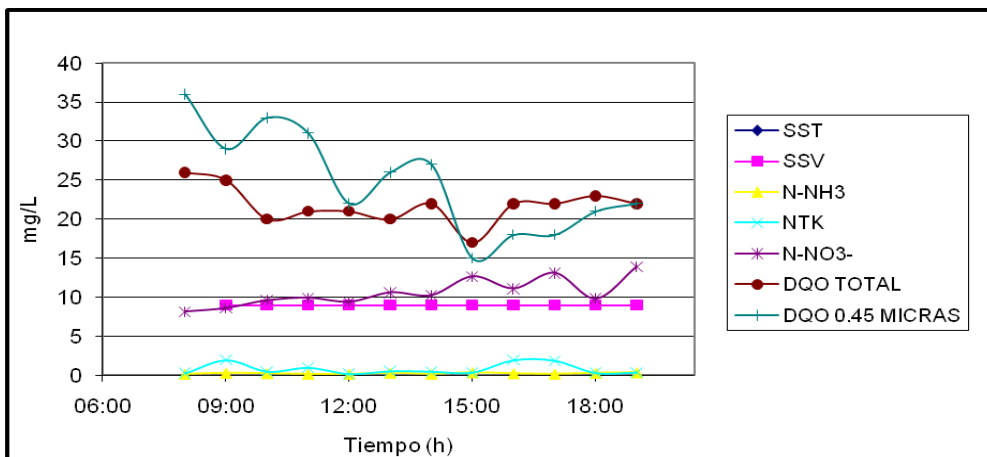


Figura 7.7. Perfil horario del efluente (Punto 10, 13/02/08)

Al igual que en el perfil horario del influente, el efluente (punto 10), presentó tendencias similares en todos los parámetros (Figuras 7.6 y 7.7).

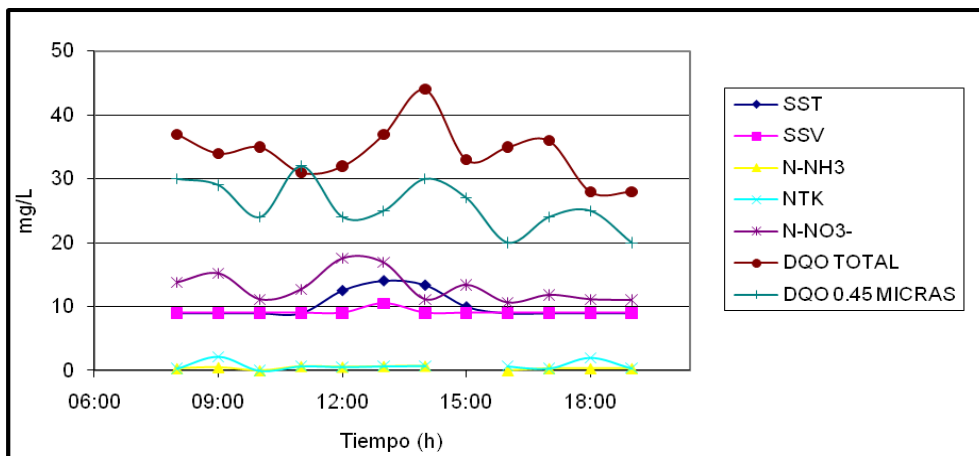


Figura 7.8 Perfil horario del efluente (Punto 16, 12/02/08)

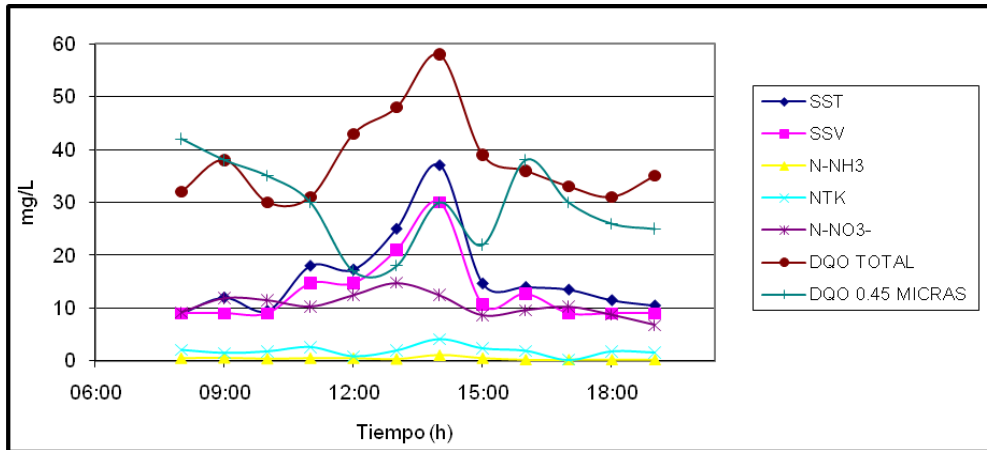


Figura 7.9 Perfil horario del efluente (Punto 16, 13/02/08)

Al comparar estos dos últimos casos (punto 16, primero y segundo día), se observó que no se presentan las mismas tendencias en cuanto a DQO total, DQO (0.45 μm), SST, SSV de un día para otro, lo cual pudo ser debido a la propia variabilidad en el influente o a la estabilidad de los sedimentadores secundarios (1, 4, 5, 6) ya que en ese lapso de tiempo el gasto del influente a la PTAR va en aumento.

7.3 Efecto del tamaño de poro en los parámetros solubles

Uno de los objetivos específicos de este proyecto de investigación, fue analizar los efectos producidos al utilizar diferentes diámetros de poro en las filtraciones de muestras del influente y efluente del sistema de lodos activados. En la **Tabla 7.4 (primera campaña)** se realizó un análisis comparativo de DQO y NTK (parámetros de referencia) con diferentes tamaños de filtro. La primera columna de la primera parte de las tablas (concentración total y soluble) corresponde a los resultados obtenidos de DQO y NTK total sin filtrar, mientras que las columnas 2, 3, 4 y 5, son el resultado obtenido de filtrar las muestras con membranas de tamaño de poro de 1.2 μm , 0.45 μm floc (muestra floculada), 0.45 μm (muestra sin flocular) y 0.1 μm , respectivamente. La segunda parte de las tablas, corresponden a relaciones entre los resultados de la primera parte de las tablas.

Tabla 7.4 Comparación de DQO y NTK a diferentes tamaños de poro (Influente a reactores, punto 6 de figura 5.3)

Punto 6	Concentración total y soluble					Relaciones					
	Tot	1.2 μm	0.45 μm flocc	0.45 μm SOL	0.1 μm	0.1/0.45 SOL	0.45 sol/1.2	1.2/tot	0.45 flocc/tot	0.45 sol/tot	0.1/tot
DQO (mg/L)	492.1	288.3	203.6	251.3	241	0.96	0.87	0.59	0.41	0.51	0.49
NTK (mg/L)	50.5	41.6		41.2			0.99	0.82		0.82	

Los resultados anteriores muestran que la fracción soluble para DQO según el tamaño de poros (0.1 μm y 0.45 μm) se encuentra entre el 49 y 51% respectivamente, lo cual quiere decir que la fracción particulada junto con la soluble, comparten alrededor del 50%. No obstante, para 0.45 $\mu\text{m}_{\text{FLOC}}$ el resultado es de un 41%, indicándonos que la fracción particulada es del 59%. Al respecto, se observa un 9% de diferencia entre la DQO analizada a 0.45 μm_{SOL} con respecto a la DQO analizada a 0.45 $\mu\text{m}_{\text{FLOC}}$. También, los resultados obtenidos con filtros a 0.1 y 0.45 μm_{SOL} , en cada uno de los días de esta primera campaña (**Anexo 5**), fueron casi iguales, lo que se refleja en la **Tabla 7.4**, y lo cual indica, que el uso de uno u otro tamaño de filtro, puede ser representativo en el fraccionamiento de la DQO. Por otra parte, el resultado obtenido con 1.2 μm (59% de fracción soluble y 41% de fracción particulada), indica que este tipo de filtros dejan pasar una gran cantidad de materia coloidal, y que si se utiliza como dato para el fraccionamiento de la DQO, ocasionaría una sobreestimación de S_s .

En el caso de NTK ($\text{N-NH}_3 + \text{N}_{\text{ORG}}$), la mayor parte corresponde a la fracción soluble con un 82%, y esto debido a que la composición de N-NH_3 es mayor que la de N_{ORG} , tal y como se muestra en los resultados de la **Tabla 7.1** con un promedio de N-NH_3 de 38.7 mg/L, esto debido a la presencia de amoníaco. En la **Tabla 7.5**, se realizó un análisis de la DQO y el NTK con diferentes tamaños de poro, pero en el efluente de los sedimentadores secundarios.

Tabla 7.5 Comparación de DQO y NTK a diferentes tamaños de poro (Efluentes de clarificadores secundarios)

Punto 10	Concentración total y soluble					Relaciones						
	Tot	1.2 μm	0.45 μm floc	0.45 μm sol	0.1 μm	0.45 sol/1.2	0.45 floc/1.2	0.45 sol/0.1	1.2/tot	0.45 floc/tot	0.45 sol/tot	0.1/tot
DQO (mg/L)	42.9	30.3	23.9	28	35	0.92	0.79	0.8	0.71	0.56	0.65	0.82
NTK (mg/L)	3.0			2.1							0.7	
Punto 16	Concentración total y soluble					Relaciones						
DQO (mg/L)	54.9	32.4	28.3	32.6	33.7	1.00	0.87	0.97	0.59	0.52	0.59	0.61
NTK (mg/L)	5.8			3.2							0.6	

En la tabla anterior, se observa una afinidad en los resultados en los diferentes tamaños de poro, en ambos efluentes, aunque los datos a 0.1 μm son levemente mayores a los de 1.2 μm , contrariamente a lo esperado; esto puede ser debido a interferencias en la determinación o en el proceso de filtración. En los datos calculados también se presentan algunas diferencias y especialmente en donde hay una relación con la DQO total, la cual es muy diferente entre un efluente y otro. En ambos casos, los resultados muestran que la fracción soluble es la de mayor porcentaje en comparación con la particulada.

7.4 Relaciones empíricas entre las concentraciones

Una manera de evaluar los resultados obtenidos durante la primera campaña intensiva de muestreo, fue a través del análisis de la información generada en otros proyectos de investigación similares. Para ello, en la **Tabla 7.6**, se presentan algunas relaciones empíricas de interés, tales como DBO_5/DQO , NTK/DQO , SSV/SST , $\text{DQO}_{\text{PART}}/\text{SSV}$, $\text{DQO}/\text{P}_{\text{TOTAL}}$ en el influente, y DQO/SSV y SSV/SST en el licor mezclado, y de las cuales se tienen datos de referencia con los que se realizó una comparación. Algunas relaciones de interés que se analizaron para esta sección, son las obtenidas por WERF, 2003 (aguas municipales típicas de USA): $0.4 < \text{DBO}_5/\text{DQO} < 0.45$ para el influente (aguas típicas municipales) y $1.4 < \text{DQO}/\text{SSV} < 1.5$ para el licor mezclado

Tabla 7.6 Relaciones de interés en el influente de la planta

RELACIONES DE INTERÉS (PRIMERA CAMPAÑA)								
	MAR	MIER	JUEV	VIER	SÁB	DOM	LUN	PROM
RELACIÓN	05/02	06/02	07/02	08/02	09/02	10/02	11/02	
INFLUENTE CRUDO (PUNTO 3: INFLUENTE DESPUÉS DEL DESARENADOR)								
DBO ₅ /DQO	0.53	-	0.64	-	0.55	-	-	0.57
NTK/DQO	0.07	-	0.04	-	0.04	-	0.07	0.06
SSV/SST	0.64	-	0.96	-	0.75	-	0.72	0.77
DQO _{PART} /SSV	2.26	-	1.35	-	1.96	-	1.91	1.87
DQO/P _{TOTAL}	58.80	-	46.02	-	53.97	-	-	52.93
INFLUENTE (PUNTO 6: EFLUENTE DE SEDIMENTACIÓN PRIMARIA) 1° CAMPAÑA								
DBO ₅ /DQO	-	0.60	-	0.52	-	0.78	-	0.63
NTK/DQO	0.10	0.10	0.11	0.07	0.11	0.13	0.10	0.10
SSV/SST	0.66	0.74	0.74	0.84	0.78	1	0.84	0.8
DQO _{PART} /SSV	3.37	-	2.68	3.23	2.40	2.31	3.21	2.87
DQO/P _{TOTAL}	44.78	46.33	40	44.90	36.69	39.35	43.66	42.24
LICOR MEZCLADO (R₅)								
DQO/SSV	1.70	1.65	1.70	1.73	1.56	1.44	1.39	1.60
SSV/SST	-	0.77	0.73	0.74	0.75	0.80	0.79	0.76
LICOR MEZCLADO (R₁₋₄)								
DQO/SSV	1.62	1.68	1.71	1.72	1.58	1.43	1.55	1.61
SSV/SST	0.76	0.80	0.73	0.75	0.73	0.80	0.78	0.76

De acuerdo a los resultados obtenidos en la tabla anterior, la relación DBO₅/DQO para el influente crudo (punto 3) y el influente a reactores (punto 6) no presentó mucha variación (0.57 y 0.63, respectivamente), aunque según la relación empírica (de 0.4 a 0.45) esto representa una variación extra del 40%. Aunque hay que recordar que esta relación empírica fue obtenida con muestras de aguas típicas municipales, muy diferentes de las aguas mixtas (municipales-industriales) analizadas en la PTAR “Dulces Nombres”. Esta variación pudo deberse al efecto de una elevada mineralización.

Con respecto a la relación de DQO/SSV en el licor mezclado (R₅ y R₁₋₄), no existió variación (1.60 y 1.61, respectivamente), lo que indica una completa homogeneidad en todos los reactores y confirma el efecto de mineralización que no cambia y es estable. Con base a la relación empírica (de 1.4 a 1.5), el resultado presenta una variación entre el 7 y 14%. Nótese también que los resultados son similares en cuanto a SSV/SST.

Loaiza, 2007, presentó los resultados promedio de las relaciones empíricas mencionadas en la **Tabla 7.6**, las cuales fueron obtenidas durante una campaña intensiva de muestreo y análisis en la PTAR “Noreste” ubicada también en

Monterrey, N.L. Los resultados fueron: DBO_5/DQO (0.41), NTK/DQO (0.08), SSV/SST (0.77), DQO_{PART}/SSV (2.39) y DQO/P_{TOTAL} (72.24) en el influente; DQO/SSV (1.48) y SSV/SST (0.76) en el licor mezclado. Como se observa, los resultados de estas relaciones presentan poca variación en comparación con “Dulces Nombres” en cuanto a DBO_5/DQO , NTK/DQO y DQO_{PART}/SSV en el influente, y DQO/SSV en el licor mezclado. Es necesario aclarar al respecto, que las aguas tratadas en ambas plantas y las épocas en que se desarrollaron las determinaciones fueron muy diferentes, de ahí las diferencias en los resultados.

7.5 Fraccionamiento de la DQO y N con diferentes protocolos

Una etapa importante en la caracterización del agua residual fue la conversión de los datos obtenidos en campaña, en un set de fracciones de sustrato compatibles con ASM1 (fracción orgánica); para ello, se utilizó el protocolo de STOWA (sección 5.6) y el programa Influent Advisor con el modelo “CODfracctions” (sección 5.6.3). Además, se obtuvo S_S también por vía respirométrica para poder comparar los resultados con los protocolos anteriormente mencionados.

7.5.1 Fraccionamiento de DQO por el método de STOWA

Siguiendo el procedimiento establecido por STOWA, se determinó el fraccionamiento de DQO diario derivado de la primera campaña intensiva de muestreo y análisis. Para ello y como parte del protocolo, se determinaron los valores de K y DBO_U , los cuales se obtuvieron por regresión. Los resultados fueron para K de 0.21 d^{-1} y la relación DBO_5/DBO_U igual a 0.65. Ya determinado el modelo matemático de la curva de DBO, se procedió con el fraccionamiento de la DQO, cuyos resultados se presentan en la **Tabla 7.7**.

Tabla 7.7 Fraccionamiento de DQO según protocolo de STOWA

FRACCIONAMIENTO DE DQO (PROTOCOLO DE STOWA)								
MUESTRA	MAR	MIERC	JUE	VIE	SÁB	DOM	LUN	PROM
	05/02/	06/02	07/02	08/02	09/02	10/02	11/02	
Punto 6: Influyente a Reactores (efluente de sedimentación primaria). Muestra tomada en caja repartidora a reactores								
DQO _{TOTAL} (g/m ³)	515	505	480	541	455	460	489	492
DQO _{SOL} (0.1 μm)	233	253	230	243	246	225	257	241
DBO ₅ (g/m ³)	NA	301	NA	284	NA	358	NA	314
DBO _U (g/m ³)	-	463	-	436	-	550	-	483
DQO _{BIO} (g/m ³)	-	554	-	514	-	647	-	572
Punto 10: Efluente de Clarificador Secundario 2 (Muestra tomada en canal de Clarificador Secundario 2)								
DQO _{EF} (g/m ³)	39	37	36	49	64	47	28	42.86
DQO _{EF_SOL} (0.1 μm)	35	36	40	38	35	37	24	35
S _I (g/m ³)	31.5	32.4	36	34.2	31.5	33.3	21.6	31.5
S _S (g/m ³)	201.5	220.6	194	208.8	214.5	191.7	235.4	209.5
(X _S + X _I) (g/m ³)	282	252	250	298	209	235	232	251.1
Punto 16: Efluente de Clarificadores Secundarios 1, 3, 4, 5, 6 (Muestra tomada en cárcamo de descarga sin cloro)								
DQO _{EF} (g/m ³)	53	55	62	62	56	45	51	54.8
DQO _{EF_SOL} (0.1 μm)	34	42	30	41	32	36	21	33.7
S _I (g/m ³)	30.6	37.8	27	36.9	28.8	32.4	18.9	30.3
S _S (g/m ³)	202.4	215.2	203	206.1	217.2	192.6	238.1	210.6
(X _S + X _I) (g/m ³)	282	252	250	298	209	235	232	251.1

NA: No analizada

Los resultados anteriores del fraccionamiento de la DQO de puntos 10 y 16 son similares, por lo que cualquiera de ellos o un promedio de ambos, pueden ser representativos para cálculos posteriores en la simulación de la PTAR. Nótese, que el hecho de usar valores de DBO en el método de STOWA hace que la metodología a veces sea difícil de aplicar, ya que la DBO está sujeta a interferencias, lo cual conlleva a valores de X_S o X_I muy grandes, pequeños o negativos. Debido a que la medición de DBO no es muy repetible (por el tiempo que lleva el análisis) y siempre exacta, el fraccionamiento puede terminar sin sentido. Por esto, cuando se obtiene un X_S o X_I muy grande, pequeño o negativo, hay que dirigir el fraccionamiento solo sobre S_I, S_S y la suma (X_S + X_I). Al final de cuentas, el valor de X_S y X_I será el que se adecuará durante la fase de calibración del modelo ASM1. Al respecto, se observó que la fracción particulada (X_S + X_I) representa un 51% con respecto a la DQO_{TOTAL}. Este valor comparado con el rango (47-88%) de un estudio en 21 plantas en

Holanda (Roeleveld y Van Lossdrecht, 2002), en las cuales en 20 de ellas se realizaron filtraciones a 0.45 μm entre flocculadas y no, y solamente en una de ellas se realizaron filtraciones a 0.1 μm , en donde el porcentaje de ($X_S + X_I$) fue de 63%. En la **Tabla 7.8**, se presenta una comparación del fraccionamiento de la DQO de la PTAR “Dulces Nombres” y el resumen de las 21 plantas de Holanda.

Tabla 7.8 Comparación del fraccionamiento de DQO con respecto de 21 plantas en Holanda

Componente	DULCES NOMBRES		DULCES NOMBRES		PLANTAS EN HOLANDA		
	Promedio (g/m^3)		% en relación $\text{DQO}_{\text{TOTAL}}$		Mínimo (%)	Promedio (%)	Máximo (%)
	M10	M16	M10	M16			
S_I	31.5	30.3	6.4	6.2	3	6	10
S_S	209.5	210.6	42.6	42.8	9	25	42
DQO_{PART}	251.1	251.1	51	51	47	68	88

Aún y cuando las filtraciones utilizadas en las plantas de Holanda fueron a 0.45 μm_{SOL} , y 0.45 $\mu\text{m}_{\text{FLOC}}$, se observa en la tabla anterior, que los resultados obtenidos en “Dulces Nombres” con filtraciones a 0.1 μm son comparables con los rangos obtenidos en Holanda.

Loaiza, 2007, presentó los resultados del fraccionamiento de la DQO para la PTAR “Noreste” ubicada en la zona metropolitana de la Ciudad de Monterrey, N.L., los resultados y comparación con la de “Dulces Nombres”, se presentan en la **Tabla 7.9**.

Tabla 7.9 Comparación del fraccionamiento de DQO (0.1 μm) con respecto a PTAR “Noreste”

Componente	DULCES NOMBRES	DULCES NOMBRES	PTAR NORESTE	PTAR NORESTE
	Promedio de efluentes (M10-M16) (g/m^3)	% en relación $\text{DQO}_{\text{TOTAL}}$	Promedio (g/m^3)	% en relación $\text{DQO}_{\text{TOTAL}}$
S_I	30.9	6.3	25.0	4
S_S	210.1	42.7	78.09	13
DQO_{PART}	251.14	51	477.4	82

Los resultados para la PTAR “Noreste” muestran que gran parte de la DQO es particulada, y esto debido a que el sistema no cuenta con sedimentación primaria, lo cual provoca que la carga de SST entren directamente al reactor (Loaiza, 2007). Por otro lado en la PTAR “Dulces Nombres” que si cuenta con sedimentación primaria, el 51% corresponde a la fracción particulada. Tal parece, que gran parte de la materia

orgánica en las aguas (municipales e industriales) que llegan a ambas plantas, se encuentra en las sustancias coloidales (X_S). Esto indica, que la diferencia entre lo soluble y particulado radica en la concentración de DQO_{BIO} ($X_S + S_S$) que entra a los reactores. Nótese, que la DQO fácilmente biodegradable (S_S) se presentó en mayor porcentaje en “Dulces Nombres”, aún y cuando ambas plantas se ubican relativamente cercanas una de otra, pero no tienen los mismos colectores y las descargas de aguas residuales son diferentes debido al tipo de industria que afecta a cada planta. En este sentido “Dulces Nombres” recibe aguas residuales con alta carga orgánica y con mayor porcentaje en S_S . No hay que olvidar, que la PTAR “Dulces Nombres” tiene el doble de capacidad que la “Noreste”, pero aún así la DQO_{PART} de esta última recibe un 31% más que la de “Dulces Nombres”.

7.5.2 Fraccionamiento de DQO y N con Influent Advisor

Derivado de los resultados obtenidos en la campaña de muestreo y análisis y a través del programa *influent advisor*, se realizó el fraccionamiento de la DQO y el N a través de este método. Los resultados se presentan en la **Tabla 7.10**.

Tabla 7.10 Resultados de caracterización con Influent Advisor

GPS-X - INFLUENT ADVISOR				Introduction Sheet	Reset Input to Default Values
Library: CN		Formula: =bod_u*fbod			
Influent Model: COD Fractions					
Biological Model: ASM1					

User Inputs				State Variables				Composite Variables					
Composite Measurements				si soluble inert organic material				scod filtered COD					
cod	total COD	gCOD/m ³	492.10	ss	readily biodegradable substrate	gCOD/m ³	217.09	xcod	particulate COD	gCOD/m ³	241.13		
tkn	total TKN	gN/m ³	50.50	xi	particulate inert organic material	gCOD/m ³	12.06	cod	total COD	gCOD/m ³	492.10		
Dissolved Oxygen				xs slowly biodegradable substrate				sbod filtered carbonaceous BOD ₅					
so	dissolved oxygen	gO ₂ /m ³	0.00	xu	unbiodegradable particulates from cell decay	gCOD/m ³	0.00	xbod	particulate carbonaceous BOD ₅	gO ₂ /m ³	148.90		
Nitrogen Compounds				xbh active heterotrophic biomass				bod total carbonaceous BOD ₅					
snh	free and ionized ammonia	gN/m ³	38.70	xba	active autotrophic biomass	gCOD/m ³	0.00	sbodu	filtered ultimate carbonaceous BOD	gO ₂ /m ³	217.09		
sno	nitrate and nitrite	gN/m ³	0.00	so	dissolved oxygen	gO ₂ /m ³	0.00	xbodu	particulate ultimate carbonaceous BOD	gO ₂ /m ³	229.07		
snn	dinitrogen	gN/m ³	0.00	snh	free and ionized ammonia	gN/m ³	38.70	bod _u	total ultimate carbonaceous BOD	gO ₂ /m ³	446.16		
Alkalinity				snd soluble biodegradable organic nitrogen				stkn filtered TKN					
salk	alkalinity	mole/m ³	3.99	xnd	particulate biodegradable organic nitrogen	gN/m ³	8.61	xtkn	particulate TKN	gN/m ³	9.33		
Stoichiometric Coefficients				sno nitrate and nitrite				tkn total TKN					
ivt	VSS/TSS ratio	gVSS/gTSS	0.77	snn	dinitrogen	gN/m ³	0.00	tn	total nitrogen	gN/m ³	50.50		
frscod	soluble fraction of total COD	-	0.51	salk	alkalinity	mole/m ³	3.99	xiss	total inorganic suspended solids	g/m ³	24.50		
frsi	inert fraction of soluble COD	-	0.14	xii	inert inorganic suspended solids	g/m ³	24.50	vss	volatile suspended solids	g/m ³	82.02		
frxs	substrate fraction of particulate COD	-	0.95	CNlib State Variables that should be Zero in this Model				x					
frxu	unbiodegradable fraction of particulate COD	-	0.00	xsto	internal cell storage product	gCOD/m ³	0.00	total suspended solids	g/m ³	106.52			
frxbh	heterotrophic biomass fraction of particulate COD	-	0.00										
frxba	autotrophic biomass fraction of particulate COD	-	0.00										
frxsto	stored fraction of particulate COD	-	0.00										
frsnh	ammonium fraction of soluble TKN	-	0.94										
icv	XCOD/VSS ratio	gCOD/gVSS	2.94										
fbod	BOD ₅ /BOD _{ultimate} ratio	-	0.65										
Nutrient Fractions													
ixbn	N content of active biomass	gN/gCOD	0.0860										
ixun	N content of endogenous/inert mass	gN/gCOD	0.0600										

Nutrient Fractions			
ixbn	N content of active biomass	gN/gCOD	0.0860
ixun	N content of endogenous/inert mass	gN/gCOD	0.0600

La **Tabla 7.10** está compuesta por tres columnas básicas: en la primera (datos de entrada) se ingresaron los resultados obtenidos en la primera campaña de muestras compuestas tales como DQO, NTK, N-NH₃, alcalinidad y algunos coeficientes estequiométricos como *ivt*, *frscod*, *frsi*, *frsnh*, *icv* y *fbod*. Las fracciones de nutrientes fueron tomadas por “defecto”. El valor de *frxs* se obtuvo por iteración manual hasta que coincidiera la DBO₅ medida en el influente con el valor calculado por Influent Advisor.

En la segunda columna (variables de estado) se tienen los resultados del fraccionamiento de la DQO (*S_I*, *S_S*, *X_I*, *X_S*) y del N (*S_{NH}*, *S_{ND}*, *X_{ND}*). Por último, en la tercera columna se tienen resultados de algunas variables compuestas.

Lo importante para este estudio de investigación era obtener los resultados de *S_I*, *S_S*, *X_I*, *X_S*, *S_{NH}*, *S_{ND}* y *X_{ND}*, mostrados en la **Figura 7.10**.

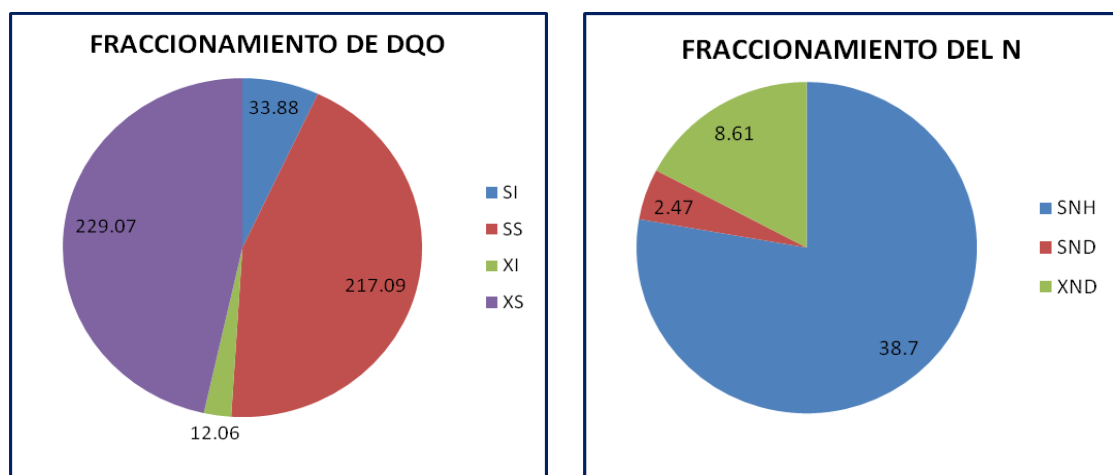


Figura 7.10 Fraccionamiento de la DQO y N con Influent Advisor (0.45 μm)

La **Figura 7.10** muestra que en el caso del fraccionamiento de DQO la predominancia la tiene la DQO lentamente biodegradable (*X_S*) con un 46.5%, le sigue la DQO fácilmente biodegradable (*S_S*) con un 44.1% y en menor porcentaje la DQO inerte soluble (*S_I*) con 6.9% y la DQO inerte particulada (*X_I*) con el 2.5%. En el fraccionamiento del Nitrógeno, predomina el amoníaco (*S_{NH}*) con 77.7%, le sigue con un 17.3% el nitrógeno orgánico particulado (*X_{ND}*) y por último con 5% el nitrógeno orgánico soluble (*S_{ND}*).

7.5.3 Comparación entre fracciones de STOWA e Influent Advisor

Para poder hacer una comparación de los resultados anteriores con el STOWA, es necesario aclarar que *Influent Advisor* basa su caracterización en base a filtraciones a 0.45 μm , mientras que STOWA a 0.1 μm . En la **Tabla 7.11** se presentan las diferencias para el fraccionamiento de la DQO.

Tabla 7.11 Comparación del fraccionamiento de la DQO por STOWA (0.1 μm) e *Influent Advisor* (0.45 μm) .

	STOWA (g/m^3)	INFLUENT ADVISOR g/m^3	C.V (%)
S_I	31	33	6.3
S_S	210	217	2.3
$X_S + X_I$	251	241	2.9

De acuerdo con STOWA, la DQO particulada ($X_S + X_I$) predomina con respecto a la soluble con un 51%, le sigue la DQO fácilmente biodegradable (S_S) con un 42.7% y por último la DQO inerte soluble (S_I) con un 6.3%.

Con los resultados anteriores, se puede deducir que *Influent Advisor*, representa una alternativa viable para el fraccionamiento de la DQO total y soluble, aún y cuando por STOWA se utiliza un tamaño de poro de 0.1 μm y en *Influent Advisor* de 0.45 μm .

Ahora bien, conociendo las fracciones obtenidas de la DQO por STOWA (S_I y S_S) y considerando los coeficientes de conversión para el nitrógeno (i_{NSI} e i_{NSS}), además de S_{NH} se estimaron las fracciones del nitrógeno por el método de STOWA. Los resultados y la comparación con respecto a *Influent Advisor* se muestran en la **Tabla 7.12**.

Tabla 7.12 Comparación del fraccionamiento del N por STOWA (0.1 μm) e *Influent Advisor* (0.45 μm)

	STOWA g/m^3	INFLUENT ADVISOR g/m^3	C.V (%)
S_{NH}	38.7	38.7	0.0
S_{ND}	4.2	2.4	36.6
S_{NI}	0.3	0.0	141.4

La tabla anterior muestra que la predominancia en porcentaje la tiene el amoníaco (S_{NH}). Es necesario aclarar que las variables X_{ND} y X_{NI} no pudieron calcularse por STOWA porque era necesario tener los resultados de X_S y X_I respectivamente, los cuales se manejaron como un conjunto ($X_S + X_I$) en el fraccionamiento de la DQO (**Tabla 7.7**).

7.5.4 Obtención de S_S por respirometría

Durante la campaña intensiva de muestreo, se obtuvo por respirometría la fracción de DQO rápidamente biodegradable (S_S) en el influente después del desarenador (punto 3) y en el efluente de sedimentación primaria (punto 6). En **Anexo 6**, se presentan algunos ejemplos de respirogramas a través de los cuales se obtuvo S_S . El área bajo la curva, se obtuvo con el programa ORIGIN y se aplicó en la ecuación siguiente:

$$S_S = (\text{Area} \times \text{Dilución}) / (1 - Y_H) \quad (7.1)$$

Los resultados promedio fueron 48 mg/L y 34 mg/L, tal y como se indica en la **Tabla 7.1** y se desglosa por día en el **Anexo 5** de la primera campaña.

Estos resultados, presentan una gran diferencia con respecto a los valores obtenidos por STOWA e *Influent Advisor* (mayor de 200 mg/L). La tendencia observada es que STOWA e *Influent Advisor* (métodos fisicoquímicos) sobreestiman el valor de S_S medido por respirometría.

8. PERFILES OPERACIONALES EN EL PROCESO

En esta sección, se presentan los perfiles de DQO soluble ($0.45 \mu\text{m}$), oxígeno disuelto (OD), temperatura (T) y el perfil de la tasa de consumo de oxígeno (OUR) medidos en los reactores, todos ellos necesarios para la calibración y ajuste del modelo.

8.1 Perfil de la DQO soluble en los tanques de aireación

Para evaluar el perfil de la DQO soluble, el día 13 de febrero de 2008 (2ª Campaña), se tomaron muestras cada 2 horas en cada una de las celdas de los reactores 4 y 5, esto durante 12 horas. El objetivo de la evaluación fue para entender el comportamiento de S_s a lo largo del tanque. La evolución de los resultados, se presentan en la **Figura 8.1**, en el tiempo y en las diferentes celdas; siendo A la entrada y D la salida.

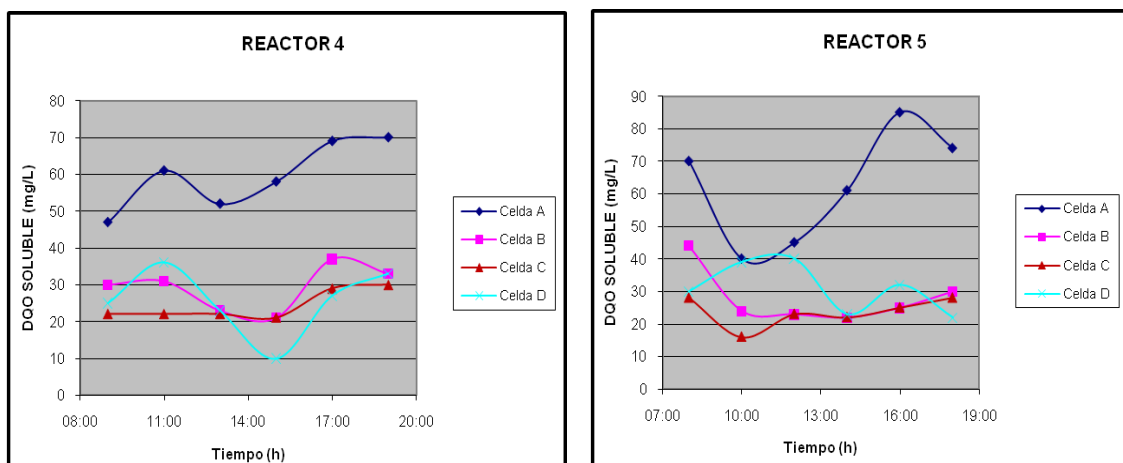


Figura 8.1. Perfil de DQO en reactores 4 y 5

El perfil de la DQO observada en ambos reactores (**Figura 8.1**) se incrementa a través del tiempo en la celda A (entrada del reactor), no así en las demás celdas donde se mantienen prácticamente sin mucha variación a través del tiempo. El comportamiento en la celda A, refleja la forma de los perfiles horarios de los caudales del influente (**Figuras 7.4 y 7.5**), donde se observa una dinámica ascendente desde las 9:00 hasta las 18:00 horas; esto mismo se refleja en la DQO en la cabeza de los reactores al transcurrir el tiempo. El gasto del influente a la

PTAR sigue la misma dinámica y empieza a incrementarse a partir de las 9:00 de la mañana alcanzando sus niveles máximos entre las 14:00 y 18.00 horas (**Figura 6.1**).

Para analizar mejor el comportamiento de la **Figura 8.1**, se calculó el promedio de la DQO en cada celda del reactor para obtener el perfil espacial, lo cual se detalla en la **Figura 8.2**.

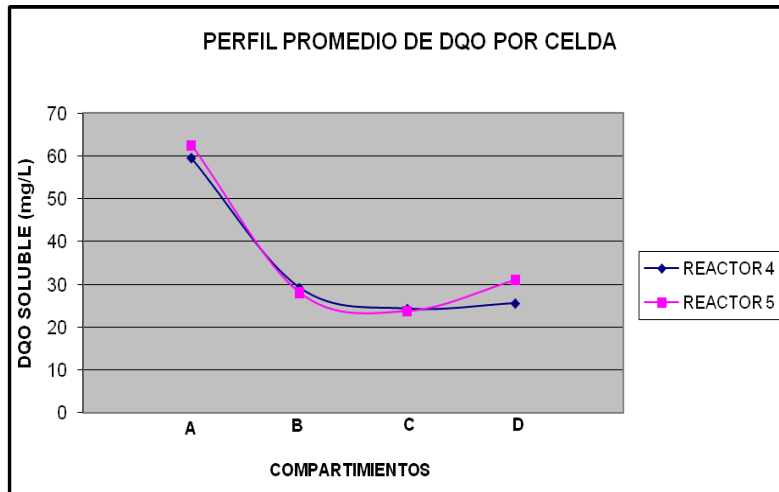


Figura 8.2 Evolución de DQO promedio a lo largo de los reactores 4 y 5

No hay mucha diferencia en la evolución de la DQO por celda entre el reactor 4 y el 5. La mayor concentración de DQO soluble está en la celda A, y es a partir de la celda B donde se estabiliza, con un valor final que es prácticamente equivalente a la concentración de DQO inerte soluble (S_i). Tomando en consideración la dilución debido al RAS, el valor promedio extrapolado de la DQO soluble a la entrada de la celda A es de aproximadamente 145 mg/L, la cual disminuye a 60 mg/L al centro de la celda A (lugar en donde fueron tomadas las muestras), para luego volver a caer y estabilizarse en un valor cercano al de S_i en el centro de la celda B.

Al parecer, la dinámica muestra que la DQO soluble removible, la cual está contenida en el influente, es completamente consumida antes de entrar al segundo compartimiento. Esto significa que la S_s del orden de 200 mg/L medido por filtración, es un componente rápidamente removido.

Es conocido que gran parte de la fracción reportada como DQO soluble, puede estar formada por sustancias coloidales. Dold *et al.* (1980), observó que los filtros de 0.45 μm dejan pasar una porción de material coloidal, ocasionando una sobreestimación de la S_s . Mamais *et al.* (1993), determinó en una agua residual municipal, que del 13 al 21% de la DQO filtrada a 0.45 μm corresponde a partículas coloidales. En este contexto, el valor de S_s obtenido por respirometría en este proyecto de investigación (34 mg/L) junto con la parte coloidal, forman un componente que no es del todo fácilmente biodegradable, pero que sin embargo si es “fácilmente removido” del líquido (método físico-químico). Para fines prácticos, para el modelo ASM1, el componente “fácilmente extraído” es visto matemáticamente como S_s , incluso si éste fue obtenido por respirometría. Esto conlleva consideraciones muy importantes a analizar para decidir cual S_s habrá que introducirse al modelo:

1. Mientras que el modelo ASM1 no sea modificado para su calibración, el S_s debe tomarse como el componente “fácilmente removido” (obtenido por filtración), este valor debe ser tomado de la caracterización físico-química (200 mg/L) y no de la respirometría (34 mg/L).
2. Cuando la S_s corresponde a lo “fácilmente removido (200 mg/L)” en el modelo no modificado, la medición de la OUR en las celdas B, C y D puede ser usada para la calibración, ya que la OUR obtenida en cualquiera de estas celdas sería similar a los niveles de respiración endógena que daría el modelo. Por el contrario, la medición de la OUR a la entrada de la celda A daría un OUR bajo (depende de S_s por respirometría, 34 mg/L) que sería muy diferente de la OUR que calcula el modelo basado en la fracción de 200 mg/L.
3. Cuando el componente S_s del modelo ASM1 se toma como la fracción “fácilmente removible” de 200 mg/L, el sentido que se le da a muchos parámetros como $m_{\text{máx}}$, X_s , S_s , así como los valores por “defecto” o iniciales aceptados, es que necesitan ser reevaluados. En este proyecto de investigación, por ejemplo, aún cuando el componente “fácilmente removible” del agua residual fue alto, no fue posible observar buenas curvas de crecimiento cuando se determinaba m_H a través de pruebas respirométricas.

Esto significa que la alta concentración de S_S medida por vía físico-química, no corresponde a una disponibilidad alta de sustrato fácilmente biodegradable para la biomasa.

4. En la literatura, los métodos de caracterización por vía físico-química siempre fueron considerados como un método alternativo para tener una aproximación del valor real de S_S obtenido por respirometría. Los resultados obtenidos en esta investigación muestran que no siempre son equivalentes.

8.2 Perfil de oxígeno disuelto (OD) en los reactores

Las concentraciones de OD, se estuvieron monitoreando durante la primera y segunda campaña intensiva en los reactores. De inicio, durante la primera campaña, se monitoreó el OD en cada una de las celdas (A, B, C, D) de los reactores 4 y 5, durante 5 días (del 5 al 9 de febrero de 2008) dos veces por día; a las 9:00 AM y 5:00 PM. Los resultados se desglosan en la **Tabla 8.1**.

Tabla 8.1 Concentraciones de OD (mg/L) promedio en reactores R_4 y R_5 durante 5 días

1ª Campaña		Celdas de R_4				Celdas de R_5			
	Hora	A	B	C	D	A	B	C	D
Promedio	9:00 AM	2.6	3.7	5.7	5.0	1.9	3.8	4.3	6.4
Promedio	17:00 PM	1.1	0.8	0.9	0.9	1.2	0.7	0.9	3.5
Promedio Total (5 días)		1.8	2.3	3.3	3.0	1.6	2.2	2.6	5.0

La **Figura 8.3**, muestra la evolución promedio de OD en cada celda en los diferentes horarios para ambos reactores (R_4 y R_5), además del promedio general de los 5 días de monitoreo.

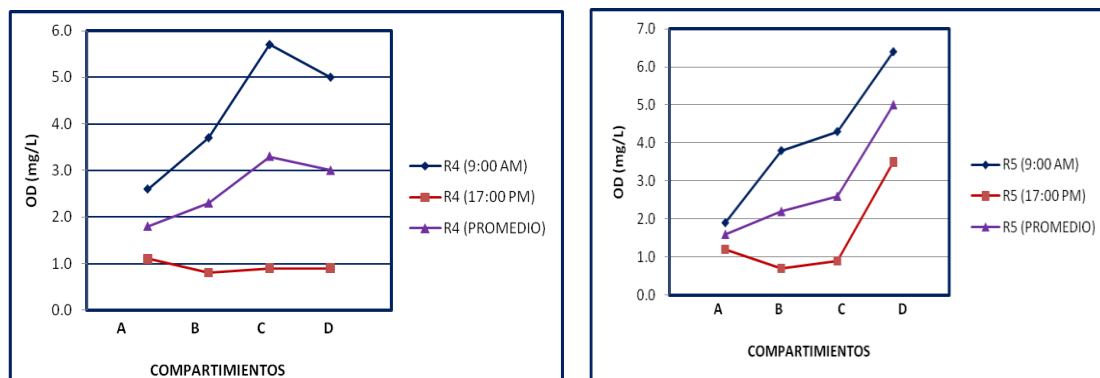


Figura 8.3. Perfil de OD en R₄ y R₅ (primera campaña)

De igual manera, durante la primera campaña y durante tres días (10, 11 y 12 de febrero), se monitoreó el OD en cada una de las celdas, pero de los 5 reactores. La **Figura 8.4**, muestra el resultado del primer día, en el **Anexo 7**, se presentan los perfiles de los otros 2 días que son similares a los mostrados aquí.

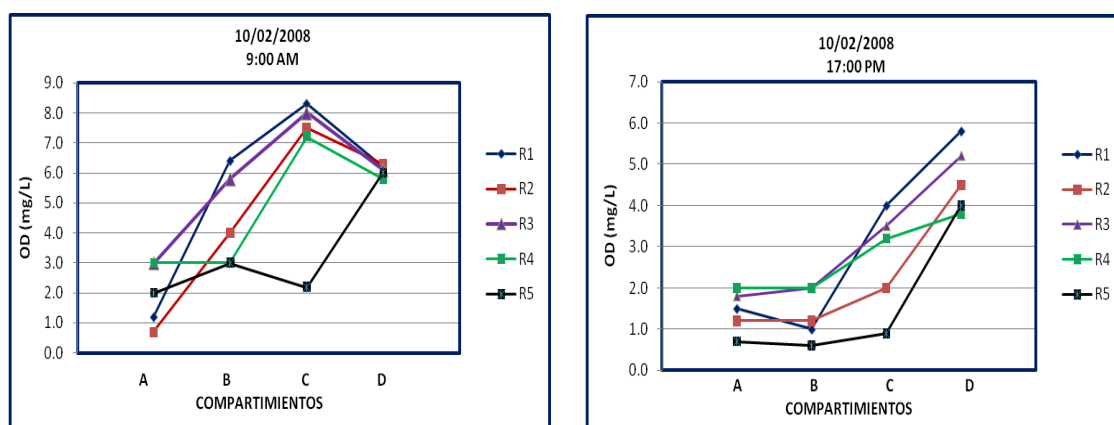


Figura 8.4 Comparación del perfil de OD a las 9:00 y 17:00 horas en los 5 reactores

En general, la figura anterior, muestra la misma evolución en la concentración de OD en todos los reactores, tanto a las 9:00 horas como a las 17:00 horas. Esto se debe a que la carga alta de DQO en las celdas de entrada, ocasiona altos consumos de oxígeno, lo que resulta en niveles bajos de éste en las celdas. La administración de oxígeno fue bien equitativa para cada una de las celdas, siendo el nivel de consumo de oxígeno el parámetro que determina el nivel residual del mismo en el tanque.

Las mañanas eran menos cargadas (9:00 horas) por lo que se registraban concentraciones más altas de oxígeno comparado con las 17:00 horas. Los

comportamientos similares de un reactor a otro muestran que la hipótesis de considerar $R_1 = R_2 = R_3 = R_4$ está bien fundamentada.

También durante la segunda campaña, específicamente el 13 de febrero, se realizó un programa de medición de OD en cada una de las celdas de los reactores 4 y 5 durante 12 horas (de 8:00 a 19:00 horas), con la finalidad de observar la variación diurna. En la **Figura 8.5**, se observa el comportamiento a través de las celdas, para la cual se comenta lo siguiente:

- a) El OD se expande como una onda que sigue el padrón de comportamiento de los caudales durante el día.
- b) El OD en general es alto en las mañanas (excepto a veces en la celda A), cuando la carga de la planta es mínima; por el contrario el OD es bajo en las tardes cuando la onda de carga alta va alcanzando cada celda.
- c) El comportamiento descrito en el inciso “b” muestra que fue buena decisión medir la tasa de consumo de oxígeno (OUR) y el OD por lo menos dos veces por día (mañana y tarde).
- d) Después de las 13 horas, se observa que el OD llega a tener valores muy bajos en la celda D (salida del reactor), lo que significa que el agua todavía tiene un alto consumo de oxígeno y entonces contiene muy probablemente niveles altos de nitrógeno amoniacal.

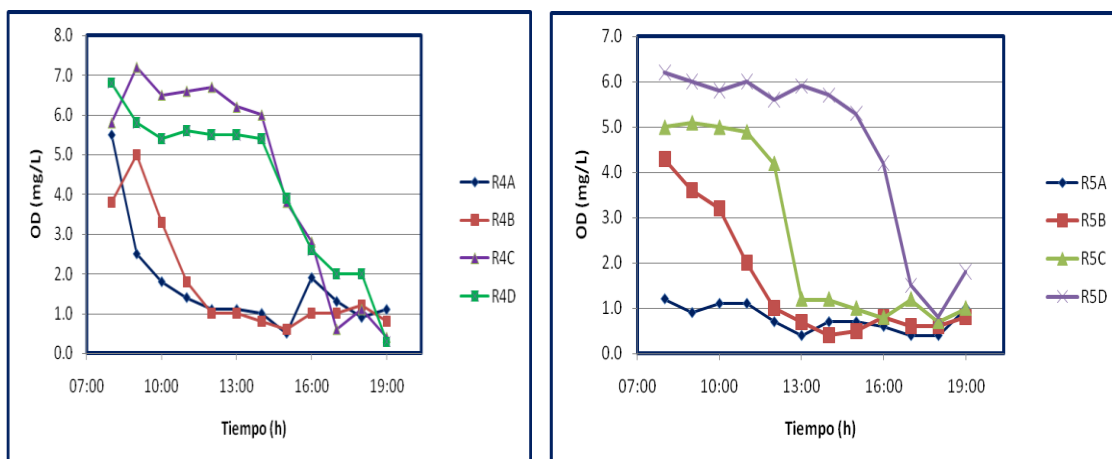


Figura 8.5 Variación diaria de la concentración de OD en R₄ y R₅

Tomando en consideración la evolución observada en la figura anterior, donde por la mañana se observa una alta concentración de OD y por la tarde disminuye, es viable y representativo determinar a través de un promedio, la concentración a utilizar en el modelo. Este promedio, junto con los resultados obtenidos durante la primera campaña, dio origen para considerar la concentración de OD a utilizar en el modelo para cada uno de los reactores en sus diferentes celdas, las cuales son:

Reactor	OD (mg/L)			
	Celda A	Celda B	Celda C	Celda D
R4	1.8	2.4	3.9	3.3
R5	1.5	2.1	2.5	4.8

8.3 Perfil de temperatura en los reactores

Al igual que para el OD, durante la primera campaña intensiva de muestreo, se hicieron mediciones de temperatura primeramente (5 días) en las 4 celdas de los reactores 4 y 5, y posteriormente (2 días) en las 4 celdas de los 5 reactores. En la segunda campaña, también se midió la temperatura en las 4 celdas de los reactores 4 y 5. Las mediciones para todos los casos se realizaron a las 9:00 AM y 17:00 PM, y solamente el día 13 de febrero durante la segunda campaña, la medición se realizó cada hora desde las 8:00 AM y hasta las 19:00 PM. Los resultados promedio de la primera campaña se muestran en la **Tabla 8.2**.

Tabla 8.2 Perfil de T (°C) promedio en reactores R₄ y R₅ durante 5 días

1ª Campaña		Celdas de R ₄ (°C)				Celdas de R ₅ (°C)			
	Hora	A	B	C	D	A	B	C	D
Promedio	9:00 AM	23.1	23.3	22.9	22.7	23.6	23.7	23.8	23.9
Promedio	17:00 PM	23.9	23.6	24.2	24.9	23.9	23.9	24.0	24.2
Promedio general		23.5	23.4	23.6	23.8	23.7	23.8	23.9	24.0

La **Figura 8.6**, muestra la evolución promedio de la temperatura en cada celda de los reactores (R₄ y R₅) por la mañana y tarde, además del promedio general para los 5 días de monitoreo.

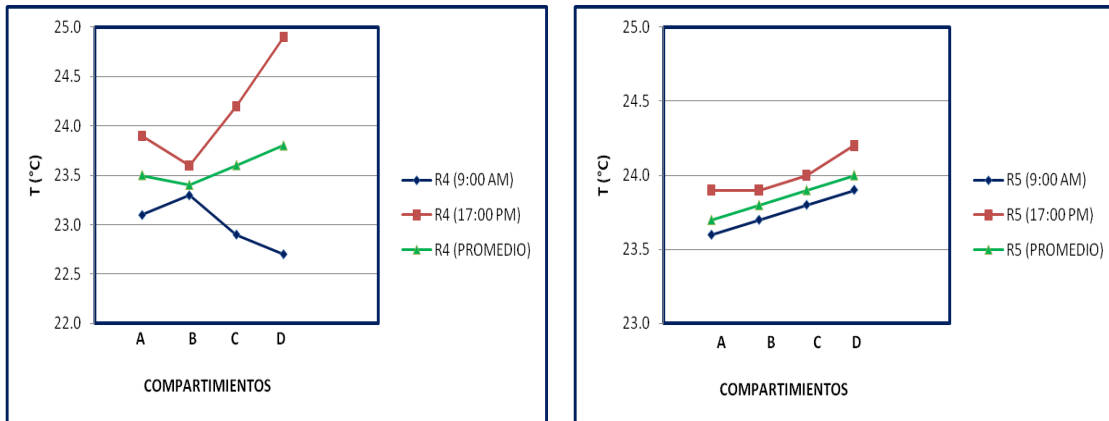


Figura 8.6. Perfil de T en R₄ y R₅ (primera campaña)

Según muestra la figura anterior, la temperatura se mantuvo con variaciones desde 0.5 a 2°C en las celdas del R₄, no así en el R₅ donde la variación fue de alrededor de 0.5°C. La **Figura 8.7**, compara las temperaturas en R₁ vs R₂ vs R₃ vs R₄ vs R₅.

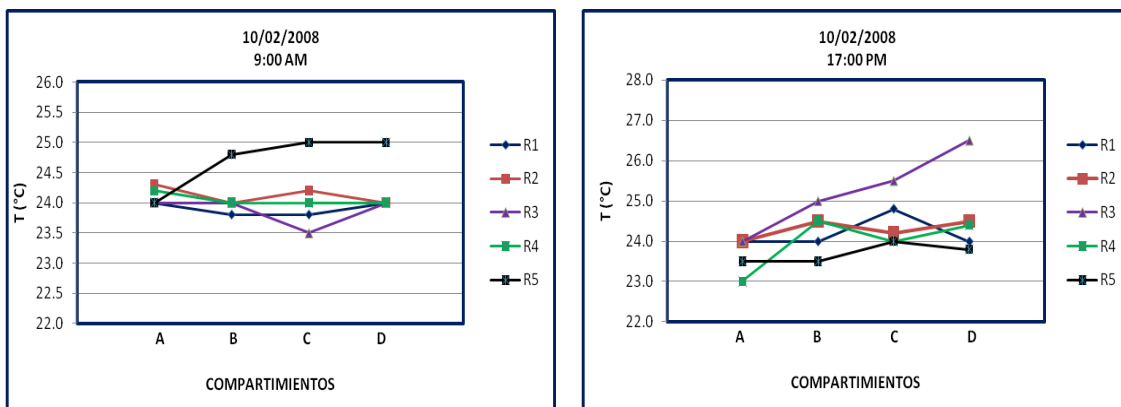


Figura 8.7 Comparación del perfil de T a las 9:00 y 17:00 horas en los 5 reactores

En la **Figura 8.7**, se observa la misma tendencia en los 5 reactores y a través de cada una de las celdas. Para confirmar lo anterior, se presenta en la **Figura 8.8**, la variación diurna monitoreada durante la segunda campaña en la que se muestra que las temperaturas fueron relativamente uniformes ($\pm 1^\circ\text{C}$) en los reactores y celdas.

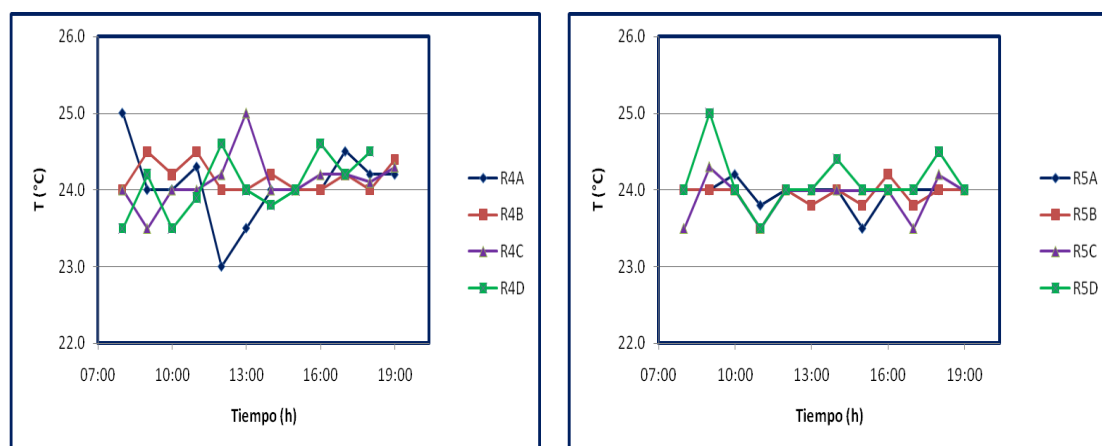


Figura 8.8 Variación diurna de la temperatura en R₄ y R₅

De acuerdo a los resultados obtenidos durante las campañas, la temperatura promedio a utilizar en el modelo para cada uno de los reactores es de 23.9°C .

8.4 Perfil de la tasa de consumo de oxígeno (OUR) a lo largo de los reactores

Para analizar la tasa de consumo de oxígeno en los reactores, se realizaron durante la campaña intensiva de muestreo, pruebas de respirometría en las celdas B y D de los reactores 4 y 5; estas pruebas se desarrollaron a las 9:00 AM y 5:00 PM durante los 7 días de la primera campaña (5 al 11 de febrero).

El primer día (05/02/08) se inició haciendo las pruebas en las celdas A y D, pero debido a que la caída de oxígeno fue tan rápida en la celda A que podría ser limitada por el tiempo de respuesta de las sondas, se optó por hacer las pruebas en celdas B, por lo tanto para realizar el perfil de OUR, se consideraron solamente las pruebas subsiguientes (6 al 11 de febrero).

Las pruebas de OUR se hicieron sin la adición de alitiourea, a la temperatura del proceso y sin dilución de las muestras del licor tomadas en los tanques de

aireación; lo anterior para que la medición en el laboratorio reflejara exactamente la tasa de consumo de oxígeno que prevalece en el punto de toma. En la **Figura 8.9**, se presentan la evolución de OUR en los horarios antes especificados para las celdas B y D.

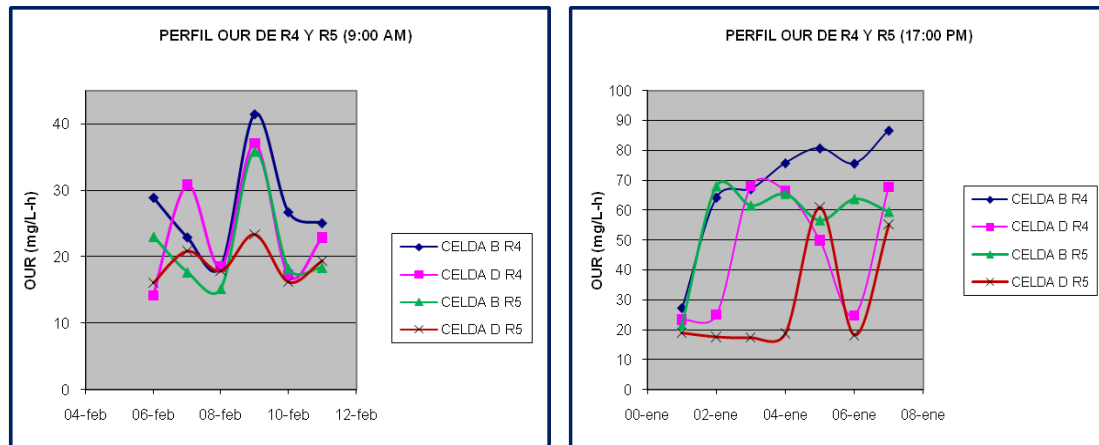


Figura 8.9. Comportamiento de OUR en R₄ y R₅ a las 9:00 y 17:00 horas

En el perfil de las 9:00 AM, se observan valores en general relativamente bajos de la tasa de utilización de oxígeno (15 a 30 mg/L·h), ya que a esta hora la carga de la planta (gasto del influente) está en su nivel mínimo.

En la celda D del reactor 5 la tasa de consumo es relativamente constante y baja a las 9:00 AM, lo cual significa un efluente de calidad constante durante la mañana para abastecer de agua tratada a la industria. Sin embargo en la tarde (17:00 PM) los niveles de OUR en la celda D del R₅ siguen bajos 5 días de 7, pero en 2 días se muestran altos (60 mg/L·h) lo que implica que la calidad del agua en estos momentos no es buena (mayor concentración de nitrógeno amoniacal probablemente). Por otra parte el OUR de la celda D del R₄ alcanzó valores altos en la mayor parte de los días (50 a 70 mg/L·h) a las 17:00 horas, lo que indica que la calidad del agua se deteriora más frecuentemente en este reactor por las tardes. Esto se puede entender debido a que a esta hora se observaron las horas pico en el gasto del influente.

En cuanto a las celdas B en las tardes (17:00 PM), el OUR es casi siempre alto (>60 mg/L·h) debido a que en los periodos de caudal alto, la concentración de sustrato también se mantiene alta en esta celda.

Para analizar de forma más global el comportamiento descrito anteriormente, en la **Figura 8.10**, se observa la evolución de la OUR promedio de los 6 días en ambos reactores.

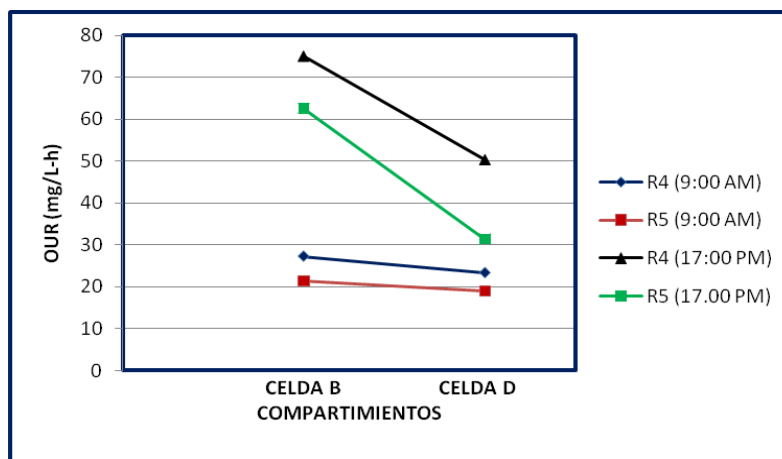


Figura 8.10 Evolución de OUR promedio en R₄ y R₅ (primera campaña)

En la figura anterior, el hecho de que decrece la tasa de consumo de oxígeno de la celda B a la D, se explica porque disminuye la S_s a medida que el agua se acerca a la salida del reactor. Todas las observaciones hechas anteriormente de la **Figura 8.9**, se confirman en la **Figura 8.10**.

El día 12 de febrero de 2008 durante la segunda campaña, se hicieron pruebas solamente en las celdas B de los 4 primeros reactores (9:00 y 17:00 horas), y el día 13 se hicieron cada hora durante 12 horas (de 8:00 a 19:00 horas), en celdas B y D de los reactores 4 y 5. La temperatura de las pruebas fue siempre a la misma temperatura del proceso. En las **Figuras 8.11 y 8.12**, se observa la evolución de la OUR.

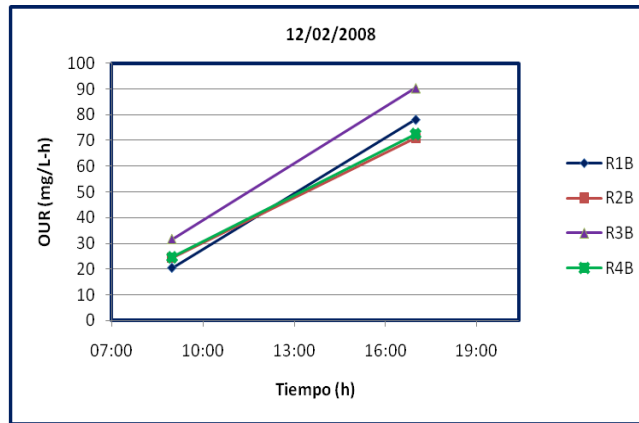


Figura 8.11 Evolución de OUR en celdas B de R₁ a R₄

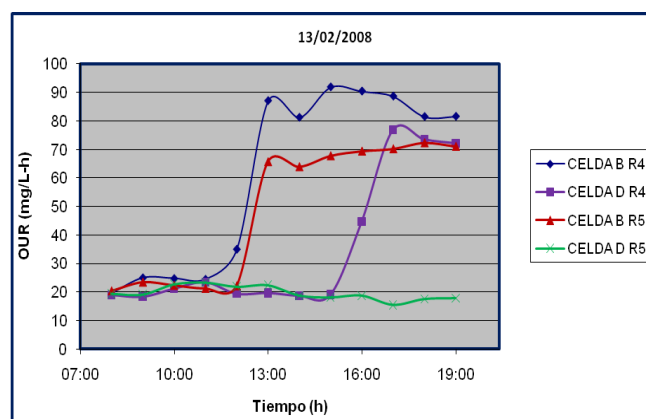


Figura 8.12 Variación diaria de OUR en R₄ y R₅

En la **Figura 8.11**, se observa que en la celda B en 4 de los reactores, la tasa de consumo de oxígeno se incrementa conforme transcurre el día, y esto es debido a que la concentración de materia orgánica que existe en B se incrementa conforme aumenta el gasto. Es más, la similitud de los resultados confirman que fue muy adecuada la hipótesis tomada de conjuntar los reactores R₁, R₂, R₃, y R₄ en una sola línea para su modelación.

La correlación entre el aumento de caudal y el incremento de la OUR durante el transcurso del día se observa en la **Figura 8.12**, donde la tasa de consumo de oxígeno en las celdas B del reactor 4 y 5, aumenta conforme va pasando el tiempo. En la celda D del reactor 4 se presenta un comportamiento diferente con respecto a la celda D del reactor 5 a partir de las 16:00 horas como si hubiera en la salida del reactor 4 repentinamente carga orgánica o bien nitrificación; lo normal sería que se comportara como en el efluente (D) del reactor 5, el cual se mantuvo con una tasa

de consumo relativamente baja de alrededor de 20 mg/L·h. La súbita alza de la OUR en (D) del R₄ es una vez más una señal de degradación de la calidad del agua tratada en la tarde debido a las sobrecargas de caudal

Para los fines de la calibración, los datos de medición de la OUR fueron sintetizados con valores promedio como se muestra en la siguiente tabla.

Reactor	OUR (mg/L·h)	
	Celda B	Celda D
R4	56	36.2
R5	45.5	22.4
Desviación Estándar	7.42	9.76
% C.V	14.63	33.3

9. COEFICIENTES CINÉTICOS Y ESTEQUIOMÉTRICOS (μ_H , b_H , Y_H) EN EL RANGO DE 20 A 32°C

Se estimó el coeficiente de rendimiento heterotrófico (Y_H), la tasa constante de decaimiento de biomasa heterotrófica (b_H) y la tasa constante de crecimiento de biomasa heterotrófica (μ_H), siguiendo la metodología descrita en la sección 5.7. En general los protocolos de calibración no suelen requerir la evaluación de estos coeficientes para cada planta (Petersen et al., 2002; Hulsbeek et al., 2002; WERF, 2003; Langergraber et al., 2004; G. Sin et al., 2005). Cuando los protocolos de calibración llegan a sugerir la determinación de estos coeficientes, lo hacen sobre todo como vía de poder verificar las constantes calibradas y como confirmación (Petersen et al., 2002). El objetivo perseguido con el trabajo de evaluación de μ_H , b_H y Y_H en esta tesis, no fue el de utilizar los valores hallados para la calibración, sino para explorar su variación en función de la temperatura en el rango de 20 a 32°C (poco explorado para temperaturas mayores de 20°C). Por prudencia la calibración en este trabajo se realizó con los valores por defecto. Sin embargo, los resultados de la caracterización cinética ofrecerán una primera incursión en la estimación de mejores valores por defecto de los coeficientes entre 20 y 32°C.

9.1 Coeficiente de rendimiento heterotrófico, Y_H

Las pruebas de Y_H se llevaron a cabo durante el periodo del 21 de febrero al 11 de marzo de 2008. En este transcurso, se utilizaron tanto un agitador orbital como un agitador de paletas, ya que en el primero, se presentaron problemas de pérdida de biomasa debido a que ésta al crecer se adhería a la superficie del matraz, por lo que era necesario agitar constantemente para removerla. Debido a lo anterior, algunas de las pruebas presentaron errores, por lo que fueron desechadas. Por el contrario, con el agitador de paletas utilizado conjuntamente con un vaso de precipitado, se observó menos pérdida de biomasa y las pruebas se realizaron satisfactoriamente.

Algunas pruebas se realizaron con adición de acetato de sodio ($C_2H_3O_2Na \cdot 3H_2O$), para estimular el crecimiento de los microorganismos, ya que con anterioridad se había observado poco S_S y poco crecimiento en las curvas de las pruebas de μ_H . Algunas otras pruebas se realizaron sin acetato de sodio. Las pruebas se realizaron a temperatura ambiente del laboratorio. Los resultados obtenidos se presentan en la **Tabla 9.1**.

**Tabla 9.1 Coeficiente de rendimiento heterotrófico, Y_H
(mg DQO_{CELULAR}/mg DQO_{SUSTRATO})**

	Y_H	TEMP (°C)	ACETATO
21-Feb-08	0.3075	24.5	3 mL
22-Feb-08	0.3156	25.0	0 mL
27-Feb-08	0.3136	26.0	0 mL
28-Feb-08	0.2687	24.0	0 mL
28-Feb-08	0.3771	24.0	0 mL
08-Mar-08	0.5643	25.0	5 mL
09-Mar-08	0.2326	26.0	5 mL
10-Mar-08	0.2908	26.0	5 mL
11-Mar-08	0.4847	26.0	5 mL
Y_H PROM.	0.3505		
Desviación estándar	0.11		
% C.V	30.76		

Los gráficos correspondientes a los resultados de las pruebas anteriores, se presentan en el **Anexo 6**.

9.2 Tasa constante de decaimiento de biomasa heterotrófica, b_H

Las pruebas respirométricas de b_H se realizaron en tres fases. La primera fase correspondió del día 3 al 21 de enero de 2008; la segunda fase del día 17 al 29 de febrero de 2008; y la última fase del día 7 al 17 de marzo de 2008. A la primera fase se le dio seguimiento durante 8 días, dejando 2 días sin pruebas (sábado y domingo); la segunda fase fue continua durante 7 días; y la última fase fue de 6 días dejando un día libre (domingo). Para cada fase, se realizaron las pruebas a 20, 24, 28 y 32°C. La primera fase se realizó con tres reactores y la segunda y tercera con 4

reactores. Los resultados promedio de QO_2 , se presentan en las **Tablas 9.2, 9.3 y 9.4.**

Tabla 9.2 QO_2 durante las pruebas de b_H (Primera Fase)

PRIMERA FASE									
T = 28°C					T = 20°C				
DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)			PROMEDIO	DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)			PROMEDIO
	YS1	YS2	YS3			YS1	YS2	YS3	
1	8.12	10.35	9.22	9.23	1	4.51	4.78	4.06	4.45
2	6.12	5.63	5.99	5.91	2	2.89	3.08	2.15	2.71
3	4.12	4.05	3.35	3.84	3	2.18	2.66	1.83	2.22
4	3.23	3.88	4.16	3.76	4	1.61	1.65	1.08	1.63
5	3.5	3.74	3.88	3.71	5	6.4	2.24	1.43	1.84
6	3.19	3.49	4.92	3.34	6	1.7	1.62	1.28	1.53
T = 32°C					T = 24°C				
DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)			PROMEDIO	DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)			PROMEDIO
	YS1	YS2	YS3			YS1	YS2	YS3	
1	10.38	11.62	12.98	11.66	1	7.44	7.48	7.63	7.52
2	5.28	5.7	7.3	6.09	2	5.83	5.75	5.6	5.73
3	3.62	3.75	4.1	3.82	3	4.55	8.13	4.59	4.57
4	3.31	3.43	3.88	3.54	4	3.94	4.43	4.19	4.19
5	2.86	2.82	3.52	3	5	3.16	3.58	3.59	3.44
6	2.65	2.78	3.16	2.86	6	2.98	2.67	2.57	2.74

En las tres diferentes fases, se obtuvieron dos respirogramas diarios a diferentes temperaturas, para ello unas muestras se mantenían aclimatadas en el respirómetro con ayuda del thermo (equipo de calefacción) y las otras se mantenían en incubadora, siempre con aireación.

Al inicio de cada prueba, se observaba cada una de las muestras, para ver si había sucedido algún problema de mezclado, se medía la temperatura, la cantidad de muestra, se limpiaban los sensores y reactores sin eliminar lodos, y al mismo tiempo se reponía el agua evaporada. Posterior a ello, se corría la prueba y se anotaba la hora de inicio.

En el transcurso de los días en que se llevaron a cabo estas pruebas (tres fases), regularmente no se dieron problemas de mezclado, ni de algún aumento o

disminución brusca de temperatura (regularmente 1°C arriba o abajo de la temperatura de prueba) que pudiera haber ocasionado un cambio importante en el consumo de oxígeno por los microorganismos.

Tabla 9.3 QO₂ durante las pruebas de b_H (Segunda Fase)

SEGUNDA FASE											
T = 28°C						T = 20°C					
DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)				PROMEDIO	DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)				PROMEDIO
	YS1	YS2	YS3	YS4			YS1	YS2	YS3	YS4	
1	10	11.82	12.69	10.99	11.38	1	4.8	5.64	4.55	5.69	5.17
2	6.63	6.3	6.42	5.88	6.31	2	3.15	2.98	2.95	3.1	3.04
3	7.58	5.64	7.32	5.86	6.6	3	2.07	2.58	2.2	2.61	2.46
4	4.9	5.38	5.43	5	5.18	4	2.55	2.46	1.88	2.15	2.26
5	4.34	4.73	4.71	5.1	4.73	5	2.39	2.17	2.32	2.43	2.33
6	3.7	4.07	4.33	3.79	3.97	6	2.59	2.31	2.08	8.98	2.33
7	4.25	4.22	4.09	4.03	4.15	7	2.29	1.93	1.74	2.17	2.03
T = 32°C						T = 24°C					
DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)				PROMEDIO	DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)				PROMEDIO
	YS1	YS2	YS3	YS4			YS1	YS2	YS3	YS4	
1	15.57	16	15.65	15.03	15.56	1	6.25	7.36	6.92	7.12	6.91
2	7.59	7.81	8.56	6.26	7.56	2	4.1	4.37	4.07	4.39	4.23
3	5.84	12.15	6.49	6.54	7.75	3	4.8	6.21	5.71	7.08	5.95
4	6.26	6.6	6.14	6.62	6.41	4	3.75	3.44	3.57	4.19	3.74
5	4.59	4.99	4.64	4.89	4.78	5	4.04	3.37	3.36	3.87	3.66
6	4.05	4.61	4.6	3.94	4.3	6	2.87	2.85	2.58	2.98	2.82
7	4.44	3.95	3.34	3.66	3.85	7	2.5	2.54	2.37	2.67	2.52

Siempre al inicio de cada prueba (el primer día), los ciclos respirométricos fueron muy rápidos, y conforme iban pasando los días, los ciclos se volvían más lentos y por tanto las pruebas se desarrollaban en un tiempo más largo.

Tabla 9.4 QO₂ durante las pruebas de b_H (Tercera Fase)

TERCERA FASE											
T = 28°C						T = 20°C					
DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)				PROM.	DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)				PROM.
	YS1	YS2	YS3	YS4			YS1	YS2	YS3	YS4	
1	9.45	9.86	10.2	9.54	9.76	1	3.47	3.79	3.66	3.62	3.64
2	6.55	6.24	6.57	6.73	6.52	2	2.8	2.75	2.87	2.64	2.77
3	4.99	5.64	5.88	4.87	5.35	3	1.6	1.88	2	1.78	1.82
4	4.58	4.97	4.95	4.42	4.73	4	2.93	3.18	5.36	4.92	3.06
5	4.27	4.28	4.12	4.51	4.3	5	1.74	1.59	2.12	1.54	1.75
T = 32°C						T = 24°C					
DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)				PROM.	DIA	QO ₂ promedio (mg/L·h)				PROM.
	YS1	YS2	YS3	YS4			YS1	YS2	YS3	YS4	

1	8.92	12.68	11.16	10.45	10.8	1	5.43	6.7	7.06	5.51	6.18
2	6.77	6.34	6.88	5.67	6.42	2	3.79	3.85	3.99	3.72	3.84
3	4.96	4.74	5.92	5.5	5.28	3	3.05	3.71	3.56	2.8	3.28
4	4.43	5.85	4.59	4.25	4.78	4	2.51	3.02	2.39	2.55	2.62
5	3.41	3.76	3.82	3.82	3.7	5	2.44	2.83	3.06	2.34	2.67

Con los resultados obtenidos en las tres diferentes fases, se graficó $\ln QO_2$ contra el tiempo y con la pendiente de la recta obtenida se obtuvo el coeficiente de decaimiento clásico b'_H . Los resultados de b'_H se presentan en la **Tabla 9.5**.

Tabla 9.5 Coeficiente de decaimiento clásico b'_H en ASM1

RESULTADOS b'_H						
PRIMERA FASE						
TEMPERATURA	YS1	YS2	YS3	YS4	PROMEDIO	R^2
20°C	0.1199	0.138	0.1383		0.1335	0.6974
24°C	0.1343	0.1468	0.149		0.1421	0.9291
28°C	0.1339	0.1348	0.1399		0.1323	0.8736
32°C	0.1734	0.186	0.1882		0.1844	0.8929
SEGUNDA FASE						
TEMPERATURA	YS1	YS2	YS3	YS4	PROMEDIO	R^2
20°C	0.1035	0.1385	0.1254	0.132	0.1202	0.6638
24°C	0.1574	0.1692	0.1691	0.1573	0.1571	0.8361
28°C	0.1544	0.1486	0.1661	0.1449	0.154	0.8426
32°C	0.1877	0.2186	0.2221	0.1943	0.2069	0.8811
TERCERA FASE						
TEMPERATURA	YS1	YS2	YS3	YS4	PROMEDIO	R^2
20°C	0.1131	0.1258	0.1121	0.1677	0.111	0.5007
24°C	0.1575	0.1504	0.1719	0.1643	0.1561	0.8453
28°C	0.1543	0.1536	0.1715	0.149	0.1493	0.9041
32°C	0.193	0.2041	0.205	0.181	0.1968	0.8444

Ya obtenida b'_H y con el valor de Y_H de 0,3505 y f_p igual a 0.08, se calculó b_H cuyos resultados fueron (**Tabla 9.6**):

Tabla 9.6 Resultados de b'_H y b_H en función de T

T	b'_H PROMEDIO	b_H (d^{-1})
20°C	0.1216	0.2035
24°C	0.1518	0.2540
28°C	0.1452	0.2430
32°C	0.1960	0.3280

Algunos ejemplos para la determinación de b'_H , se presentan en el **Anexo 6**.

9.2.1 Corrección de b_H con ecuación de Arrhenius

Al calcular el factor de corrección de temperatura (Q) de Arrhenius cuyo valor promedio fue de 1.0399, los valores ajustados para b_H son:

Tabla 9.7 Resultados de b_H ajustados con factor de Arrhenius

T (°C)	b_H (d⁻¹)	Q	b_H (AJUSTADO) d⁻¹	Desviación Estándar	% C.V
20	0.2035		0.2035	0.0	0.0
24	0.2540	1.05698	0.2381	0.01	4.57
28	0.2430	1.02242	0.2785	0.03	9.63
32	0.3280	1.04058	0.3258	0.0	0.48

Al hacer la comparación del b_H obtenido experimentalmente con el b_H calculado a través del factor de corrección de Arrhenius (Q), se observan resultados muy similares, inclusive, se observa una desviación estándar aceptable. No obstante los resultados obtenidos experimentalmente para b_H de 24°C y 28°C de 0.2540 y 0.2430 d⁻¹ respectivamente no presentan la tendencia exponencial que se da utilizando el factor de corrección (Q) .

9.3 Tasa constante de crecimiento de biomasa heterotrófica, μ_{HMAX}

Las pruebas de μ_{HMAX} se iniciaron el día 19 de noviembre de 2007 con el fin primeramente, de calibrar el equipo de respirometría, y como segundo objetivo, el de optimizar la relación S/X, de tal manera de que se dieran buenas curvas de crecimiento. Estas pruebas se realizaron en el laboratorio de la PTAR de “Dulces Nombres” a temperaturas de 20, 24, 28 y 32°C.

Durante las primeras pruebas, los respirogramas presentaban poco crecimiento, por lo que se optó por agregar acetato de sodio ($C_2H_3O_2Na \cdot 3H_2O$) para estimular el aumento de los microorganismos y por tanto de la velocidad de respiración, ya que este compuesto presenta características similares al sustrato descargado en las aguas municipales.

El acetato de sodio, se estuvo agregando a diferentes concentraciones de tal manera de encontrar el volumen óptimo, no obstante, esto no fue posible, ya que como se verán en los resultados, la duración de las pruebas (hasta el agotamiento del acetato) varió significativamente de una temperatura a otra, e inclusive a una misma temperatura. Es de hacer notar, que de una prueba a otra, la concentración de sustrato normal del agua residual muestreada para la prueba respirométrica fue diferente, y esto se observa en las pruebas sin acetato.

También hay que recordar, que en los resultados obtenidos en el fraccionamiento de DQO, la fracción soluble representa menos de un 50%, y según los resultados obtenidos en el perfil de la DQO (**Figura 8.2**), la DQO soluble la cual está contenida en el influente es consumida rápidamente, inclusive antes del segundo compartimiento de los reactores.

Durante estas pruebas de respirometría, se vio que nunca hay que dejar de observar el proceso de la prueba, ya que se pueden presentar interferencias por sondas tapadas, porque el reactor no está bien centrado, mezcla incompleta y hasta por variación en la temperatura; está última debe estarse midiendo continuamente.

En la **Tabla 9.8**, se presentan los resultados de las pruebas realizadas de μ_{HMAX} con siembra, en función de la temperatura. El promedio de $(\mu_H - b'_H)$ se obtuvo considerando los valores promedio por día de cuando menos dos resultados por corrida (con 3 o 4 reactores), y considerando una duración mínima de la prueba de 2 horas.

Tabla 9.8 Tasa constante de crecimiento de biomasa heterotrófica μ_{HMAX} con siembra

Día	Temp	YS1	YS2	YS3	YS4	Acetato (mL)	Duración de la prueba (h)	$\mu_H - b'_H$ (d ⁻¹)	
	20°C								
26/11/07	20°C	2.9967	4.9876	2.4276		0	3	4.9876	
04/12/07		6.8157	6.4117	6.6814		28	6	6.6362	
14/12/07		9.0798	9.647	9.8022		21	2.8	9.5096	
19/12/07		3.6955	2.5735	2.2148		15	7	2.8279	
21/12/07		6.2242	5.0011	6.0932		21	3.5	5.7728	
26/12/07		5.8261	5.013	5.9962		42	7	5.6117	
31/01/08		5.8568	6.0462	5.076	8.5019		5	6.3702	
01/02/08		1.004	N.D	2.1209	3.6541		2	3.6541	
14/02/08			4.6991	2.5709	3.4527	5	3.4	4.6991	
							PROM	6.7801	$\mu_{HMAX} = 6.9017$
26/11/07	24°C	8.4742	9.3803			0	2	8.92725	
27/11/07		2.3924	2.2101			0	1	2.30125	
28/11/07		13.567				0	0.5	13.567	
28/11/07		4.8769				0	0.5	4.8769	
05/12/07		8.0679	8.0409	8.0439		21	3.8	8.0509	
13/12/07		8.9241	8.107			21	2.5	8.5155	
20/12/07		4.4175	3.5273	2.2282		21	4	3.391	
11/01/08		6.9775		5.9861		21	5.5	6.4818	
01/02/08		4.8541	4.3776	5.9549	7.1969		4	5.595875	
14/02/08		7.6547	7.1776	3.4098	3.3727	6	3.5	7.4161	
15/02/08	4.0176	N.D	N.D	N.D	6	3	4.0176		
						PROM	7.4978	$\mu_{HMAX} = 7.6496$	
21/11/07	28°C		3.6423	2.7851		0	2	3.2137	
28/11/07			7.8334	7.7408		0	0.6	7.7871	
10/12/07		9.4017		6.5348		21	3	7.9682	
11/12/07		10.122	6.7612	8.2321		21	3.2	8.3717	
20/12/07		5.3123	5.8702	5.9152		21	3	5.6992	
27/12/07		7.7988	11.822	6.7688		30	3.8	8.7965	
01/02/08		5.0765	N.D	7.6847	8.665		2.5	8.1748	
15/02/08		7.1333	7.4781	6.5736	N.D	8	3.2	7.0616	
							PROM	8.0746	$\mu_{HMAX} = 8.2198$
29/11/2007		32°C	8.75	8.4242	7.4932		0	0.6	8.2224
06/12/2007	6.0167		12.823	10.7		21	3	9.8465	
07/12/2007	8.9447		12.704	8.7572		21	2.8	10.1353	
12/12/2007			5.2647	9.2005		21	2.6	9.2005	
17/12/2007	9.8111			10.32		21	3.5	10.0655	
18/12/2007	9.6566		12.41	11.076		21	3	11.0475	

19/12/2007		7.7492	10.34	6.7374		15	3	10.34	
28/12/2007		6.7536		8.5596		30	3	7.6566	
01/02/2008		5.382	N.D	10.262	12.574		2	11.418	
15/02/2008		5.4368	N.D	2.7044	N.D	6	2.5	5.4368	
							PROM	10.1314	$\mu_{HMAX} = 10.3274$

N.D: No determinado

Un punto que hay que hacer notar en los resultados obtenidos en la **Tabla 9.6**, es que para la prueba de 32°C, se presentó una gran variación en los ciclos durante el crecimiento, tal parece que la diferencia de 8°C con respecto a la temperatura normal en los reactores (24°C), hacía que las bacterias presentaran un desorden. Para el caso de 20, 24 y 28°C el crecimiento siguió un proceso exponencial normal (sin variación en los ciclos). A continuación, en la **Tabla 9.9** se presentan los resultados de μ_H sin siembra.

Tabla 9.9 Tasa constante de crecimiento de biomasa heterotrófica μ_{HMAX} sin siembra

Día	Temp	YS1	YS2	YS3	YS4	Acetato (mL)	Duración de la prueba (h)	$\mu_H - b'_H$ (d ⁻¹)
	20°C							
25/01/08		5.6091	5.8918	5.5489		8	6	5.6833
							PROM	5.6833
							μ_{HMAX}	5.8049
	24°C							
29/11/07		2.3239	12.663	5.2953		0	0.7	8.9791
30/11/07		8.3389		5.8188		0	1.4	7.0788
23/01/08		3.8149	6.6471	7.3042		15	4.3	6.9756
							PROM	7.6779
							μ_{HMAX}	7.8297
	28°C							
16/02/08		8.3678	6.5088	9.4505	7.1836	10	3.2	7.8777
							PROM	7.8777
							μ_{HMAX}	8.0229
	32°C							
15/02/08		9.147	9.6387	13.722	5.7101	20	2	9.8825
							PROM	9.8825
							μ_{HMAX}	10.0785

Haciendo una comparación de la tabla 9.8 y 9.9 con respecto a μ_H , en la **Tabla 9.10** se obtiene la siguiente relación (aunque habría que puntualizar la diferencia en el número de pruebas con y sin siembra).

Tabla 9.10 Resultados de μ_{HMAX} con siembra y sin siembra en función de T

T (°C)	μ_{HMAX} (CON SIEMBRA) (d ⁻¹)	μ_{HMAX} (SIN SIEMBRA) (d ⁻¹)	Desviación Estándar	% C.V
20	6.9017	5.8049	0.78	12.21
24	7.6496	7.8297	0.13	1.65
28	8.2198	8.0229	0.14	1.71
32	10.3274	10.0785	0.18	1.72

Para observar el comportamiento que se dio en las pruebas de crecimiento a las diferentes temperaturas (20, 24, 28 y 32°C), en la **Figura 9.1**, se presenta un ejemplo de la evolución de la tasa de consumo de oxígeno (Q_{O2}). En el **Anexo 6**, se presentan los respirogramas de algunos de los resultados obtenidos según **Tabla 9.8**, y su ajuste exponencialmente.

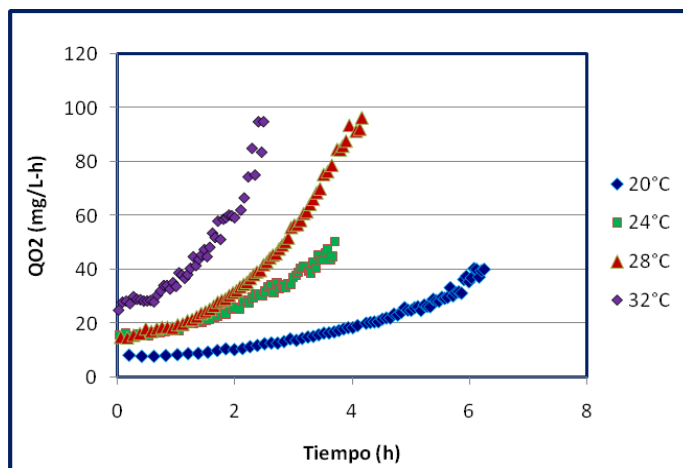


Figura 9.1 Evolución de QO₂ a diferente temperatura

9.3.1 Corrección de μ_H con ecuación de Arrhenius

Al calcular el factor de corrección de temperatura (Q) de Arrhenius cuyos valores promedio fueron para μ_{HMAX} con siembra de 1.0343 y sin siembra de 1.04748, los valores ajustados para μ_{HMAX} se presentan en la **Tabla 9.11**:

Tabla 9.11 Resultados de μ_{HMAX} ajustados con factor de Arrhenius

T	Con siembra					Sin siembra				
	μ_{HMAX}	Q	μ_{HMAX}	Desv.	%	μ_{HMAX}	Q	μ_{HMAX}	Desv.	%

(°C)	(d ⁻¹)		(AJUSTADO) (d ⁻¹)	Estándar	C.V	(d ⁻¹)		(AJUSTADO) (d ⁻¹)	Estándar	C.V
20	6.9017		6.9017	0.0	0.0	5.8049		5.8049	0.0	0.0
24	7.6496	1.02605	7.8984	0.18	2.26	7.8297	1.07767	6.9884	0.59	8.03
28	8.2198	1.01813	9.0392	0.58	6.71	8.0229	1.00611	8.4132	0.28	3.36
32	10.3274	1.05872	10.3446	0.01	0.12	10.0785	1.05868	10.1285	0.04	0.35

La tabla anterior, muestra poca variación en los resultados obtenidos con siembra y siembra, aunque hay que recordar, la diferencia en el número de pruebas entre una y otra.

9.4 Comparación de Y_H , b_H y μ_{HMAX} contra promedios de la literatura

En la **Tabla 9.12**, se muestra una comparación de los resultados obtenidos de Y_H , b_H y μ_{HMAX} por otros autores con respecto a los resultados obtenidos en la PTAR “Dulces Nombres”.

Tabla 9.12 Comparación de los parámetros Y_H , b_H y μ_{HMAX} obtenidos en la PTAR “Dulces Nombres” con respecto a otros autores a diferentes temperaturas

Coeficientes	ASM1 (Henze et al., 2002)		STOWA (Cox, 2004)	PTAR “Dulces Nombres”			
	10	20	20	20	24	28	32
Temp (°C)							
Y_H (g DQO/g DQO oxidado)	0.67	0.67	0.46 - 0.69		0.3505		
b_H (d ⁻¹)	0.2	0.62	0.05 - 1.6	0.20	0.25	0.24	0.32
μ_{HMAX} (d ⁻¹)	3	6	3 - 13.2	6.90	7.65	8.22	10.33

En primer término, el valor de Y_H obtenido durante la investigación (0.3505) resultó mucho menor que el valor de ASM1 o STOWA marcado en la tabla 9.12, lo cual pudo deberse a la temperatura a la cual se realizó la prueba o bien al tipo de agua residual (municipal-industrial) de la planta “Dulces Nombres”.

De igual manera, existe una gran variación en el resultado obtenido del parámetro b_H en la PTAR “Dulces Nombres” a 20°C con respecto a ASM1, y de acuerdo a STOWA está dentro del rango. Por otra parte el resultado del coeficiente μ_{HMAX} a 20°C es muy cercano al valor obtenido para ASM1 y está también dentro del rango de STOWA.

No obstante y lo anterior, durante las pruebas de respirometría que se realizaron a diferentes temperaturas en la PTAR “Dulces Nombres”, se observó que las características del agua tienen mucho que ver con los resultados, por tanto, el hacer una comparación de una planta a otra, nos mostrará que siempre existirá variabilidad e incertidumbre en los valores obtenidos.

Por otra parte, al haber obtenido resultados de b_H y μ_{HMAX} a temperaturas mayores a las mostradas normalmente en la bibliografía, permitirá aplicar de mejor manera el modelo ASM1 y los escenarios de simulación de PTAR, para zonas tropicales.

Las pruebas de respirometría para la obtención de b_H y μ_{HMAX} , se realizaron en el laboratorio de la PTAR de “Dulces Nombres” con el equipo mostrado en las siguientes fotografías:



Equipo utilizado para las pruebas de respirometría en la PTAR “Dulces Nombres”

10. CALIBRACIÓN DEL MODELO DE LA PTAR

10.1 Consideraciones generales

Para calibrar y simular la PTAR (en estado estacionario) con base en el modelo biológico ASM1 (Versión Mantis), se utilizó el software GPS-X (Hydromantis, 2003). En el GPS-X se tienen varios sub-modelos para calibrar cada elemento de la PTAR:

Influyente: Sub-modelos basados en la DBO (bodbased), en la DQO (codfractions), para lodos (sludge) o bien basados en variables de estado (states y tsscod).

Reactor: ASM1, ASM3 y Mantis

Sedimentador: Sub-modelos tipo reactivos (ASM1, ASM3, Mantis) y no reactivos [punto de separación (Point) y modelo simple en una dimensión (Simple1d)]

En el software GPS-X, se pueden hacer simulaciones en estado estacionario y bajo condiciones dinámicas, por ello, es necesario escoger y especificar el modelo a utilizar en el simulador según sea el requerimiento. Para la calibración del modelo de la PTAR “Dulces Nombres”, se utilizaron los sub-modelos “COD fractions” para el influente, el “Mantis” para los reactores y el modelo “Simple 1d” para los clarificadores sedimentarios. Sin embargo, en las etapas preliminares de verificación de los balances de SST alrededor de la planta, se llegó a utilizar el modelo “Sludge” para representar el licor mezclado. Con el modelo “sludge” la caracterización del lodo (licor) es simplificada y representada únicamente con SST y SSV.

El modelo Mantis es idéntico al modelo ASM1 excepto por las siguientes modificaciones:

- Se introducen dos procesos de crecimiento adicionales, uno para los organismos autotrófos y otro para los heterótrofos. El crecimiento acontece durante condiciones de bajas concentraciones de amoníaco y altas concentraciones de nitratos.
- Los parámetros cinéticos dependen de la temperatura. Esta dependencia es descrita por la ecuación de Arrhenius.

- Se introduce la desnitrificación aeróbica. Esta modificación consiste en introducir un nuevo coeficiente de semisaturación de oxígeno ajustable con una tasa de crecimiento anóxico e independiente del crecimiento aerobio.

En el modelo simple 1d, el sedimentador se divide en una serie de capas (10 capas por defecto) de igual espesor. Este modelo está basado en el concepto de flujo de sólidos, para lo cual se asume lo siguiente:

- Los sólidos entran al sedimentador y se distribuyen uniformemente en toda el área del tanque.
- Se considera solamente un flujo vertical.

El proceso de alimentación de datos al software GPS-X fue el siguiente:

1. La calibración se inició con los parámetros por defecto del GPS-X (cinéticos, estequiométricos y de Arrhenius para ASM1); algunos de ellos fueron reajustados posteriormente durante la calibración.
2. La caracterización y las relaciones estequiométricas básicas, para el influente y las propiedades del lodo, fueron tomadas de la campaña de muestreo de 7 días.
3. Los datos de medición de flujos fueron especificados en el simulador tal y como fueron medidos en campaña, aunque luego fueron modificados en una etapa de reajuste para cerrar los balances de masa.
4. En la etapa de reajuste, estos gastos se modificaron con base a un balance de materia de los sólidos suspendidos inorgánicos ($ISS = SST - SSV$) a través de una hoja de Excel. Para la calibración del modelo biológico fue importante determinar de manera confiable el caudal de purga de lodos Q_{WAS} ya que de él depende Q_C ; este se realizó a través del balance de masa de ISS. Esta etapa de reajuste es aceptada en el modelo ASM1, ya que aunque se parte de que los datos de laboratorio son generalmente “correctos”, aún

así existe una probabilidad de error muy fuerte sobre las mediciones de la purga de lodos, por lo que se sugiere siempre verificarlo.

5. Los resultados del fraccionamiento de la DQO y el N fueron tomados directamente del modelo “Influent Advisor” (**Tabla 7.10**).
6. Los perfiles operacionales de T y OD se aplicaron en el simulador con base a los resultados promedio obtenidos durante las campañas intensivas de muestreo.
7. El diagrama de flujo de la planta fue conformada con base en la configuración de las tuberías, dimensiones físicas de los tanques actuales y del régimen hidráulico de los reactores.
8. Cada tanque de aireación fue representado como una serie de reactores de mezcla completa, determinado con las pruebas de trazador y la modelación hidráulica (capítulo 10).
9. Los resultados de los parámetros de Vesilind se tomaron a través del modelo de sedimentación (capítulo 10) y otros datos para el caso de sedimentación fueron tomados por defecto del software GPS-X para la calibración.

Por último, la calibración permitió comparar los valores medidos en campaña con los resultados arrojados por el software GPS-X. Con ello, se obtuvo mayor información acerca de la operación de la planta y de parámetros técnicos que pueden ser utilizados a través del modelo calibrado.

10.2 Dimensiones físicas de las unidades de tratamiento

Las dimensiones físicas y configuración de los reactores, así como las dimensiones de los clarificadores y las características de sedimentación de lodos utilizados para la simulación, están dadas en la **Tabla 10.1, 10.2 y 10.3** respectivamente.

Tabla 10.1 Dimensiones físicas de los reactores

	Reactor R ₅	Reactor R ₁₋₄
Volumen total (m ³)	19120	76480
No. de compartimientos (celdas)	4	4
Fracción volumen por celda	0.25	0.25

Tabla 10.2 Dimensiones físicas de los clarificadores

	Volumen (m ³)	Área (m ²)	Otras características
Clarificador de Reactor R ₅	15291	3398	Clarificadores de fondo plano Altura del nivel del agua: 4.5 m Altura del nivel del agua al centro del tanque: 4.5 m Punto de alimentación desde el fondo: 1.5 m
Clarificador de Reactor R ₁₋₄	61164	13592	
	Área total	16990	

Tabla 10.3 Características de sedimentación del lodo

	Características de sedimentación del lodo	
	R ₅	R ₁₋₄
Velocidad Máxima de Vesilind (V ₀): m/d	235.9	232.4
Exponente de Vesilind (r _n): m ³ /gSST	0.00036	0.00037
Fracción medida no sedimentable	0.002	0.002
Concentración máxima de sólidos no sedimentables (mg/L)	30	30

En la **Tabla 10.3**, se resume el trabajo desarrollado por Flores, 2008 cuyos resultados sirvieron como base para la calibración.

10.3 Síntesis de los datos de caracterización y perfiles operacionales

Los resultados de caracterización del influente utilizados en el simulador son los mostrados en la **Tabla 7.1**. Para la calibración en estado estacionario, los datos de entrada del influente en el GPS-X son los mismos que se utilizaron durante el fraccionamiento con “influent advisor” (**Tabla 7.10**). Para el modelo seleccionado para el influente (“COD fractions”) los datos de entrada fueron: 492 mg/L DQO, 50.5 mg/L NTK, 38.7 mg/L N-NH₃, 3.99 mol/m³ de alcalinidad y las relaciones entre parámetros fueron: VSS/TSS (0.77); frscod (0.51); frsi (0.14); frxs (0.95); XCOD/VSS (2.94); DBO₅/DBO_U (0.65).

Por otra parte, de los resultados obtenidos en los perfiles operacionales de la PTAR presentados en el capítulo 8, se desglosan en la **Tabla 10.4**, los promedios de temperatura y OD que se alimentaron al simulador.

Tabla 10.4 Perfiles de OD y T de la PTAR

Reactor	OD (mg/L)			
	Celda A	Celda B	Celda C	Celda D
R ₁₋₄	1.8	2.4	3.9	3.3
R ₅	1.5	2.1	2.5	4.8
Temperatura (°C)				
R ₁₋₄	23.9			
R ₅	23.9			

10.4 Balance de materia y datos de reajuste

El balance de materia es un método matemático que se basa en la ley de conservación de la materia, que establece que la masa que entra en un sistema debe salir del sistema o acumularse dentro de él, es decir:

$$\text{Entradas} = \text{Salidas} + \text{Acumulación}$$

Los balances de materia permiten verificar los caudales y/o la composición de las corrientes de un sistema. En un proceso en el que tienen lugar cambios, el balance de materia informa sobre el estado inicial y final del sistema. Los balances se plantean alrededor de un entorno, es decir, en una determinada región del espacio perfectamente delimitada. En este sentido, para realizar el balance de materia, se diseñó una hoja de Excel en la cual se evaluaron las discrepancias y se hicieron reajustes sobre los datos, para cerrar los balances, ya que es indispensable resolver las discrepancias antes de calibrar (**Anexo 8**).

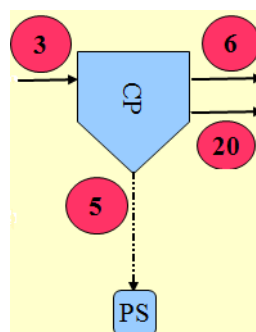
En este programa de Excel (**Anexo 8**), se realizaron balances para P_{TOTAL} , SST y para ISS. La primera columna del programa indica el balance total para la obtención del gasto mostrado en la segunda columna. La tercera columna, es usada para indicar las mediciones iniciales de las tasas de flujo (la columna permanece sin cambios para recordar los valores iniciales). La cuarta columna contiene los datos de

las tasas de flujo pero con la posibilidad de hacer cambios para cerrar los balances (calibración). En la quinta columna se maneja la relación entre el gasto de recirculación y el gasto del influente que entran a los reactores (R_5 y $R_{1,4}$). En la sexta columna se tienen las tasas de flujo convertidos a m^3/d ; luego sigue una columna estática (columna 7) que contiene los datos de concentración para SST, ISS y P_{TOTAL} según sea el caso. En la columna 8 se muestra el producto entre la tasa de flujo y la concentración. Los 8 balances de materia dados en el resto de las columnas del programa (columnas 9 a 16), se realizan independientemente y los resultados se expresan como porcentajes.

Aún y cuando la hoja de trabajo está diseñada para alcanzar los mejores consensos para concluir los balances para los ISS, SST y P_{TOT} , para este proyecto la prioridad fue el balance para los ISS. Los laboratorios en México, regularmente tienen experiencia en la determinación de sólidos, pero no mucho para fósforo. Meijer *et al.*, 2002, menciona que es recomendable verificar y resolver las discrepancias de los datos crudos antes de la calibración, lo cual es un medio de verificación y reajuste.

A continuación se presentan los 8 esquemas de los balances de materia presentados en el programa de Excel (**Anexo 8**) (columnas 9 a 16), basados en el diagrama de flujo de la **Figura 5.2**. La letra "Q", significa el caudal, mientras que "C" es la concentración ya sea de SST, ISS o P_{TOTAL} .

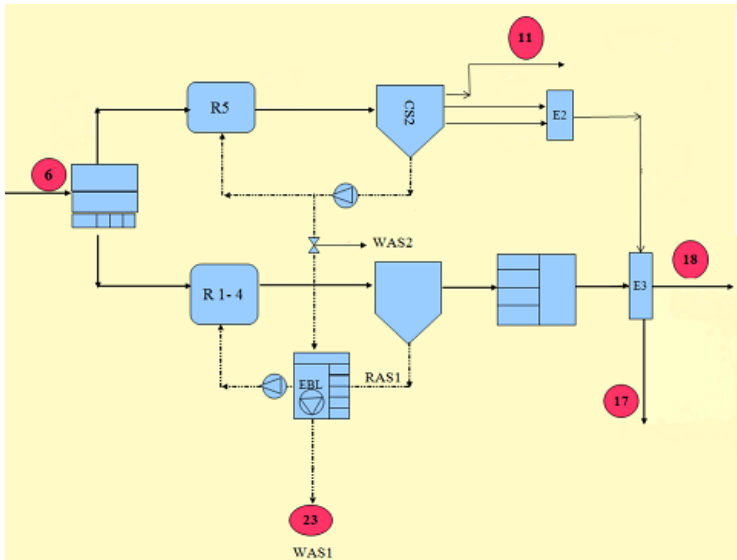
1. Alrededor de los clarificadores primarios.



Balance de materia:

$$Q_3C_3 - Q_6C_6 - Q_{20}C_{20} - Q_5C_5 = 0$$

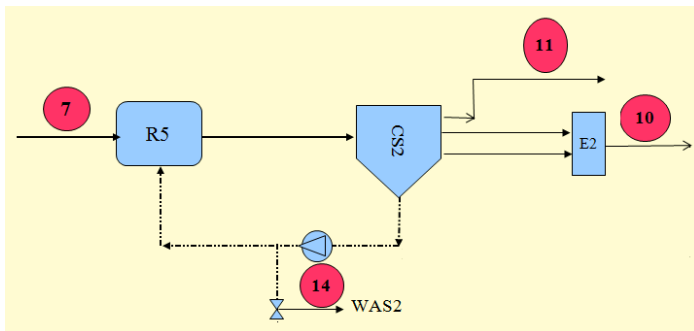
2. Alrededor de todo el tratamiento secundario.



Balance de materia:

$$Q_6 C_6 - Q_{11} C_{11} - Q_{17} C_{17} - Q_{18} C_{18} - Q_{23} C_{23} = 0$$

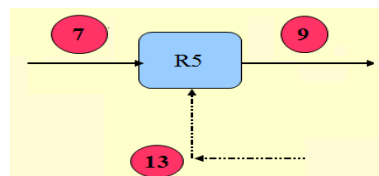
3. Alrededor de la línea del reactor R₅ (R₅ + CS₂)



Balance de materia:

$$Q_7 C_7 - Q_{10} C_{10} - Q_{11} C_{11} - Q_{14} C_{14} = 0$$

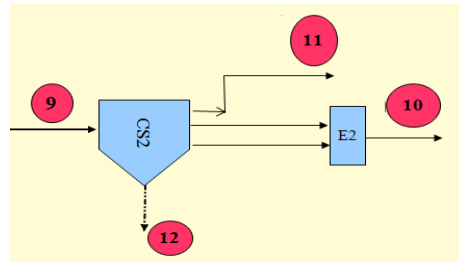
4. Alrededor del R₅ solamente.



Balance de materia:

$$Q_7 C_7 + Q_{13} C_{13} - Q_9 C_9 = 0$$

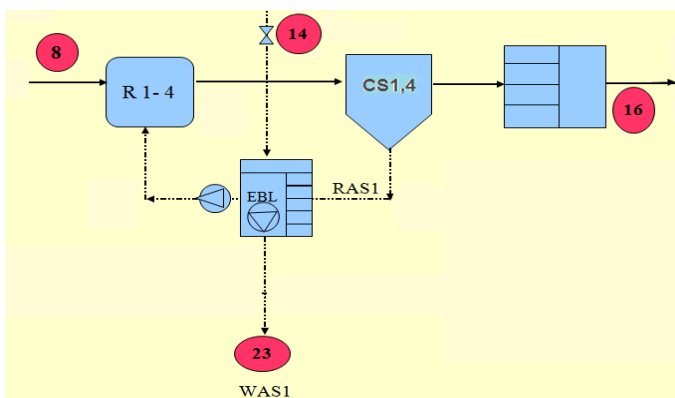
5. Alrededor del CS₂ solamente.



Balance de materia:

$$Q_9 C_9 - Q_{11} C_{11} - Q_{10} C_{10} - Q_{12} C_{12} = 0$$

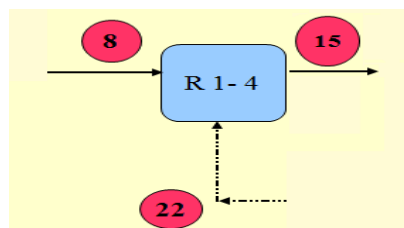
6. Alrededor de la línea del reactor R₁₋₄ (R₁₋₄ + CS₁₋₄)



Balance de materia:

$$Q_8 C_8 + Q_{14} C_{14} - Q_{16} C_{16} - Q_{23} C_{23} = 0$$

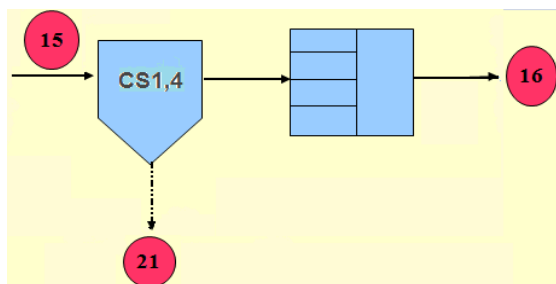
7. Alrededor del reactor R₁₋₄ solamente.



Balance de materia:

$$Q_8 C_8 + Q_{22} C_{22} - Q_{15} C_{15} = 0$$

8. Alrededor del CS_{1,4} solamente.



Balance de materia:

$$Q_{15} C_{15} - Q_{16} C_{16} - Q_{21} C_{21} = 0$$

El procedimiento sistemático para cerrar los balances fue el siguiente:

- a) Cierre del balance 1 (alrededor del clarificador primario), reajustando el flujo de lodos primarios (Q_5).
- b) Cierre del balance 3 (alrededor de la línea del reactor R_5 - CS_2), reajustando el WAS (Q_{14}).
- c) Cierre del balance 2 y 6 (alrededor del tratamiento secundario total y alrededor de la línea del reactor R_{1-4} – CS_{1-4}) reajustando el WAS (Q_{23}).
- d) Cierre de los balances 4 y 5 (alrededor del R_5 y su clarificador CS_2 solamente) reajustando Q_7 (influyente a R_5).
- e) Cierre de balances 7 y 8 (alrededor de R_{1-4} y su clarificador $CS_{1,4}$ solamente), reajustando Q_8 (influyente a R_{1-4}).

Como se especifica y se es recomendado, para cerrar los balances totales, se utilizaron los flujos Q_5 , Q_{14} y Q_{23} que son las purgas. Para cerrar los balances alrededor de las unidades individuales del proceso de lodos activados (reactor contra sedimentador), se tuvieron en teoría dos opciones: a) incrementar el flujo del RAS y disminuir el flujo del influente, y, b) reducir el RAS y aumentar Q_{in} . Para este estudio, la primera opción (disminución de flujo del influente) fue la más factible. Al incrementar el flujo del RAS, dio como resultado un escenario fuera de la realidad. Hay que hacer notar, que los flujos conocidos y más confiables en la PTAR “Dulces Nombres” son verdaderamente los flujos del RAS.

Por el contrario, el flujómetro utilizado para medir el gasto del influente (Q_3) por el proveedor, fue calibrado con base a los promedios estadísticos proporcionados por personal de la PTAR, por lo que la medición es sospechosa y cuestionada, y esto se observa en el balance de materia. Hay que recordar también, que el tamaño del diámetro del tubo del influente es muy grande (2.59 m). También otro argumento favorable para esta hipótesis viene del historial de la PTAR; en sus inicios fue

diseñada para operar con oxígeno puro, sin embargo, después fue modificada por un sistema de aireación por difusores, con ello, la capacidad de tratamiento resultó afectada. El resultado obtenido muestra que el flujo total realmente tratado en la planta (Q_3), es menor que lo estimado por el personal de la planta durante la campaña de medición. Por otra parte, la práctica de reajustar WAS es aceptada sin mayor discusión, ya que el ajuste de flujos de WAS, es una práctica común en la modelación de plantas.

En suma, y tal como se observa en el **Anexo 8**, fue necesario disminuir los flujos (Q_7 y Q_8) para poder cerrar los balances de ISS con (<1.1% de error), SST con (<3.3% de error) y el P_{TOT} con (<17.2% de error). Se optó por hacer los ajustes de la mejor manera con base primero en el ISS, tratando de cerrar lo mejor posible los balances de SST y P_{TOTAL} y que no se fueran a los extremos, lo cual se obtuvo para SST pero no muy satisfactoriamente para el fósforo; y la posible causa podrían ser los resultados obtenidos en laboratorio para el caso del fósforo (no hay mucha experiencia en su determinación), y no así para los resultados de sólidos para lo cual se tiene bastante experiencia. También pudo haber ocurrido una probable desestabilización del pseudo estado estable por el incidente ocurrido una semana antes de la campaña de muestreo, donde los lodos en la sedimentación primaria se derramaron por la superficie de los tanques.

10.5 Diagrama de flujo implementado en el simulador

En una primera etapa de calibración, la distribución implementada en el GPS-X (**Figura 10.1**), es una réplica del diagrama de flujo elaborado para el programa de medición de flujos (**Figura 5.2**), pero con algunas modificaciones especiales para imitar el actual comportamiento y funcionamiento de la PTAR. Cada uno de los reactores fueron manejados como “tanques de flujo pistón” con 4 compartimientos interconectados, lo cual es equivalente a una serie de 4 reactores de mezcla completa (CSTR).

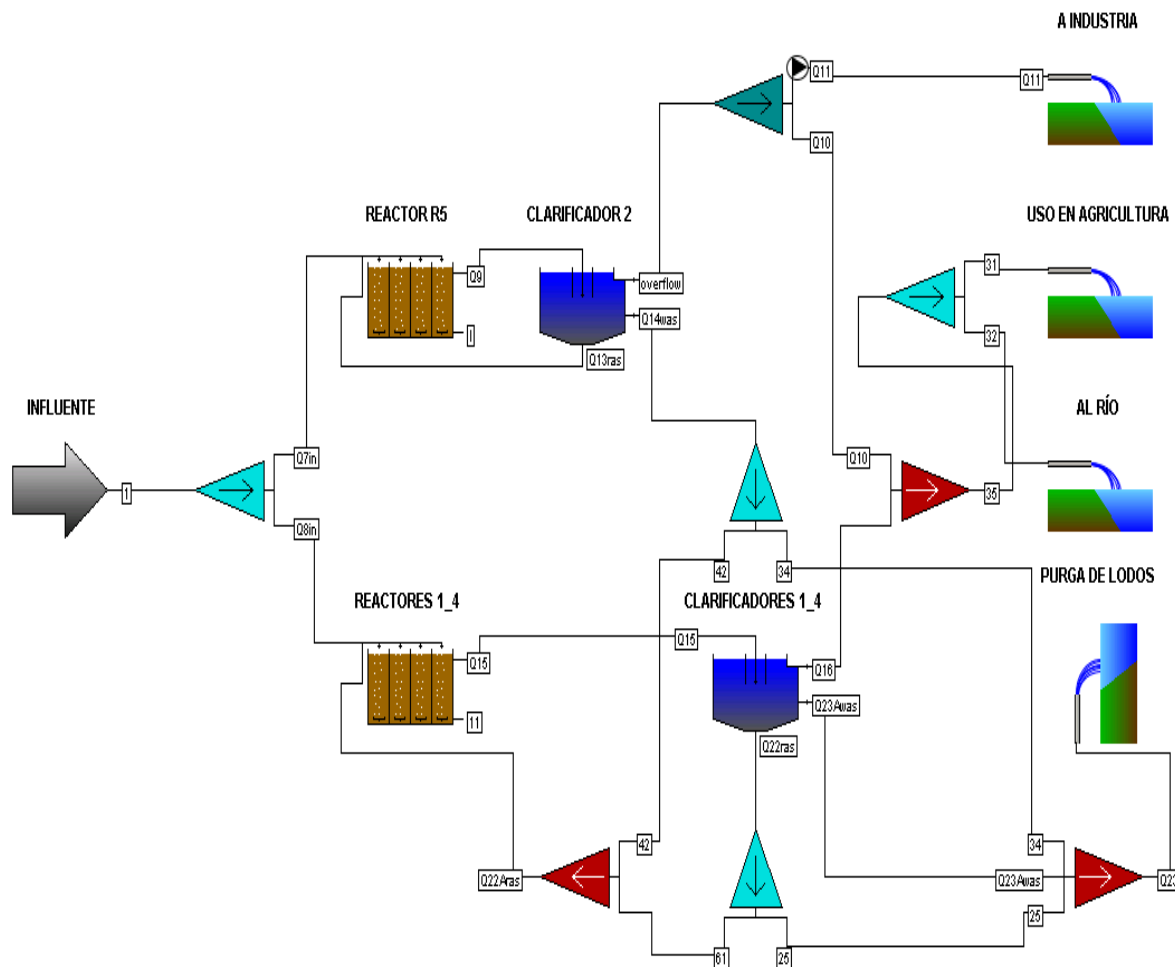


Figura 10.1 Distribución de la PTAR “Dulces Nombres” implementada en el GPS-X

En una segunda etapa de calibración de la PTAR, se anexó un tanque virtual de desnitrificación en cada una de las dos líneas de recirculación, tal y como se muestra en la **Figura 10.2**. Comparando la **Figura 10.2** (GPS-X) con el diagrama de flujo real (**Figura 5.2**) de la planta, se puede notar que la primera contiene dos componentes virtuales que no existen realmente en la planta, éstos fueron adicionados al simulador para cumplir algunas funciones; estas son:

- Un tanque virtual de desnitrificación “instalado” en cada una de las líneas de recirculación de lodo, para reproducir la desnitrificación notada en los sedimentadores.
- Un juego de dos divisores de lodos y un mezclador (42/34, 61/25, Q22Aras) que fueron utilizados para imitar el comportamiento de la estación de bombeo de lodos en la PTAR “Dulces Nombres”.

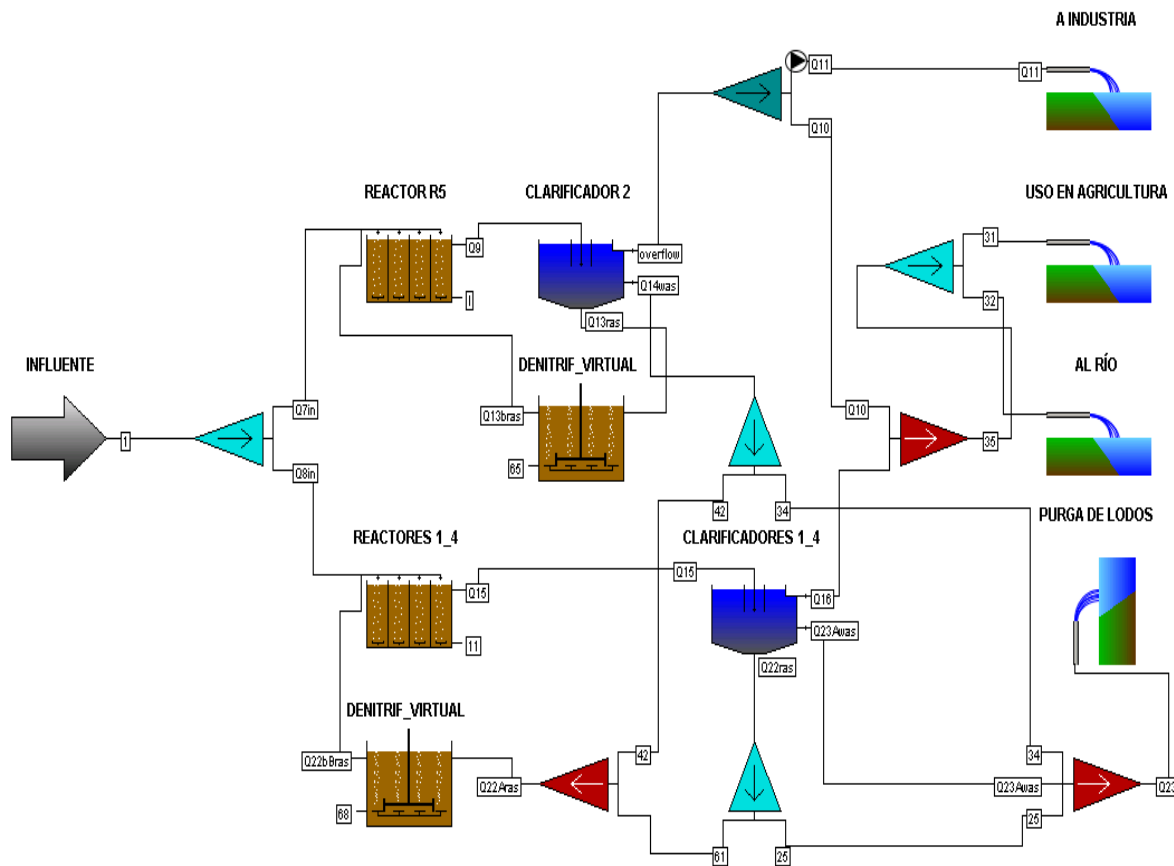


Figura 10.2 Distribución de la PTAR “Dulces Nombres” con denitrificador virtual implementada en el GPS-X

La decisión de adicionar los tanques virtuales de desnitrificación, fueron tomadas en las últimas etapas de este estudio, como una opción para calibrar los niveles de N-NO_3^- presentes en los flujos de recirculación (RAS). Cada tanque de desnitrificación se configuró como un CSTR. En caso de que no exista interés en predecir correctamente los N-NO_3^- en el RAS, estos tanques pueden ser quitados del modelo sin que esto represente un obstáculo para la calibración correcta de los N-NO_3^- en el efluente. Para esto, eventualmente, se requeriría de un pequeño reajuste de los parámetros calibrados.

El juego de divisores y el mezclador (42/34, 61/25, Q22Aras), son una vía para imitar la estación de bombeo de lodos con el condescendiente efecto de la purga del R_5 (Q_{14}) y en la composición del lodo retornando en el reactor R_{1-4} . La función de los divisores, es separar y reponer una cantidad determinada del lodo presente en el Q_{22ras} , por una cantidad equivalente que viene del WAS del R_5 (Q_{14}). Los factores de reparto en los divisores, fueron calculados y son equivalentes a las mismas

proporciones que se tiene en la estación de bombeo. Los valores de los factores de reparto de todos los divisores usados en el simulador (**según la Figura 10.1 y 10.2**) se presentan en la **Tabla 10.5**.

Tabla 10.5 Factores en divisores del diagrama de flujo

Flujo		Corrientes	
Q₆ (1)	Divisor del influente 1	Q ₇	0.218
		Q ₈	0.782
Q_{14was}	Divisor del WAS de R ₅	34	0.01208
		42	0.98792
Q_{22ras}	Divisor del RAS de R ₁₋₄	25	0.0025
		61	0.9975
Overflow	Divisor que controla la conexión a la industria	Q ₁₁	= Caudal
35	Divisor para la agricultura	31	0.1177
		32	0.8823

10.6 Secuencia de ajuste de los parámetros durante la calibración

La secuencia de los ajustes de calibración para la PTAR “Dulces Nombres” se muestra en la **Tabla 10.6**.

Tabla 10.6 Secuencia de calibración para ajustar los parámetros en la PTAR “Dulces Nombres”

Etapa	Título de la etapa	Diagrama de flujo a usar	Parámetro a ajustar	Parámetro de respuesta en el modelo	Puntos a observar según programa de muestreo
1	Balance de ISS en línea R ₅ _CS ₂ y R _{1,4} _CS ₁₄ (con el simulador)	Figura 10.3 Figura 10.4	Q _{WAS}	ISS en el reactor	ISS en el reactor
2	Balance de SST alrededor de clarificadores (con el simulador)	Figura 10.5 Figura 10.6	Q _{RAS} y/o Q _{IN}	SST en RAS	SST en Q _{RAS}
3	Calibración de producción de lodos en la PTAR	Figura 10.1	Fr _{Xs}	SST y DQO en el reactor	DQO y SST en Q ₉ y Q ₁₅
4	Recalibración de etapas 1, 2 y 3 pero ahora usando el diagrama de flujo total de la PTAR.	Figura 10.1	Q _{WAS} , Q _{RAS} y Fr _{Xs}	ISS en reactor SST en RAS MLSS en reactor	SST en Q ₉ y Q ₁₅ ; ISS en Q ₉ y Q ₁₅ .
5	Calibración en clarificación	Figura 10.1	r _{floc}	SST en efluente	SST de efluentes (Q ₁₀ Q ₁₆ y Q ₃₅).
6	Calibración de la DQO del efluente	Figura 10.1	fr _{Si}	DQO en efluente	DQO _{TOT} de efluentes (Q ₁₀ Q ₁₆ y Q ₃₅).
7	Calibración del proceso de nitrificación	Figura 10.1	m _{Amáx,20°C}	N-NH ₃ en efluente	N-NH ₃ de efluentes (Q ₁₀ Q ₁₆ y Q ₃₅).
8	Calibración de la denitrificación en los reactores.	Figura 10.1	K _{O₂, anox} K _{O₂, aero}	N-NO ₃ ⁻ en efluente	N-NO ₃ ⁻ de efluentes (Q ₁₀ Q ₁₆ y Q ₃₅).
9	Calibración de la denitrificación en los clarificadores.	Figura 10.2	Se adiciona un tanque virtual anóxico en el RAS y se ajusta el volumen	N-NO ₃ ⁻ en RAS	N-NO ₃ ⁻ en el RAS (Q ₁₃ y Q ₂₂)

10.6.1 Reajuste del caudal de purga (Q_{WAS})

La estimación del Q_{WAS} se realizó en las dos líneas según la delimitación del proceso explicado en el capítulo 5 (sección 5.2): la línea independiente R_{5_CS2} que se nombró en la simulación como cal_was_r5 ; y la línea conformada por los $R_{1-4}-CS_{1-4}$, que se nombró como $cal_1b_was_r14$. Los diagramas de flujo para cada uno de ellos respectivamente, se muestran en las **Figuras 10.3 y 10.4**, seguido de una descripción de las corrientes (**Tabla 10.7**).

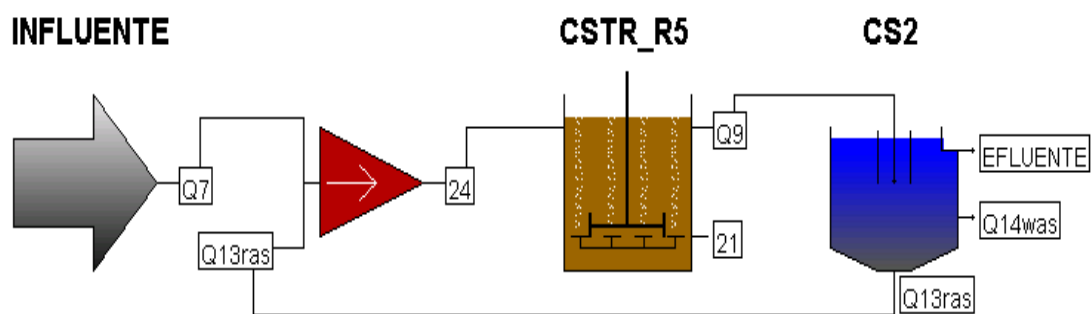


Figura 10.3 Diagrama de flujo para la calibración del Q_{WAS} en línea R_{5_CS2}

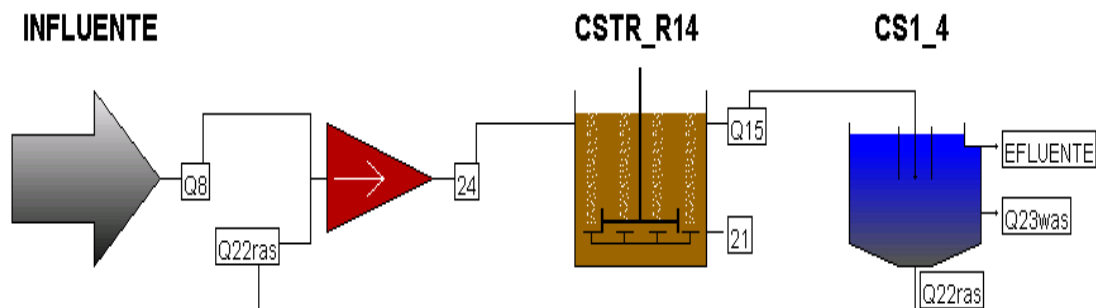


Figura 10.4 Diagrama de flujo para la calibración del Q_{WAS} en línea R_{14_CS14}

La **Tabla 10.7** muestra la nomenclatura de las corrientes de las dos figuras anteriores:

Tabla 10.7 Descripción de las corrientes de las figuras 10.3 y 10.4

Corriente (Línea R ₅ _CS ₂)	Descripción (Figura 11.3)	Corriente (Línea R ₁₄ _CS ₁₄)	Descripción (Figura 11.4)
Q ₇	Influente a reactor R ₅	Q ₈	Influente a reactor R ₁₄
Q _{13ras}	Retorno de lodos	Q _{22ras}	Retorno de lodos
24	Influente + retorno de lodos	24	Influente + retorno de lodos
Q ₉	Licor mezclado de R ₅	Q ₁₅	Licor mezclado de R ₁₄
21	No aplica (purga del reactor cerrada)	21	No aplica (purga del reactor cerrada)
EFLUENTE	Efluente de CS ₂	EFLUENTE	Efluente de CS ₁₄
Q _{14was}	Purga de lodos de CS ₂	Q _{23was}	Purga de lodos de CS ₁₄

Para la calibración del Q_{WAS} en ambas líneas se simularon 3 escenarios. Para todos los escenarios se utilizaron los resultados de caracterización y las relaciones estequiométricas obtenidas a través de la campaña de muestro de 7 días y que vienen plasmadas en los resultados de caracterización con Influent Advisor (**Tabla 7.10**). De igual manera se especificaron también, el volumen de los reactores y el de los clarificadores. En el primero se metieron los resultados de los gastos medidos en campaña con el fin de observar el comportamiento de los ISS en los reactores con respecto a los resultados obtenidos en el balance de materia mostrado en el programa de Excel (**Anexo 8**); cabe mencionar que en esta etapa (sección 10.6.1) como en la etapa de calibración de SST en el RAS (sección 10.6.2) se realizó lo mismo que en el balance dado en la hoja de Excel (**Anexo 8**), nada más que aquí se hace uso del simulador. Se utilizó para esta etapa de calibración un reactor de mezcla completa (CSTR), lo cual no representó problemas ya que se calibró el Q_{WAS} . En la calibración de la PTAR total se utilizó el reactor flujo pistón (o serie de 4 CSTR) para la simulación como se verá más adelante. En el **Anexo 9**, se muestran los resultados del tercer escenario con el cual quedó reajustado el Q_{WAS} . Para la línea independiente R₅_CS₂ que viene notada como *cal_was_r5* (**Planilla A**) el Q_{WAS} calibrado fue de 592 m³/d. Para la línea conformada por los R₁₋₄-CS₁₋₄, que se notó como *cal_1b_was_r14* (**Planilla B**) el Q_{WAS} calibrado fue de 2200 m³/d. Estos valores calibrados comparados con los calculados a través del balance de materia (**Anexo 8**) presentan diferencias, ya que el Q_{WAS} de la línea R₅_CS₂ fue de 605 m³/d (Q₁₄) mientras que para la línea R₁₋₄-CS₁₋₄ fue de 2894 m³/d (Q₂₃). Es de hacer notar que el Q_{WAS} calibrado en este escenario, vuelve a ser recalibrado para el escenario de la PTAR total.

10.6.2 Calibración de SST en el RAS

La calibración de los SST en el RAS se realizó alrededor de los clarificadores secundarios: la representada por el CS₂ que se nombró en la simulación como *cal_sed_r5*; y la conformada por los CS₁₋₄, que se nombró como *cal_sed_r14*. Los diagramas de flujo para cada una de las líneas (R₅ y R₁₄) se muestran en las Figuras 10.5 y 10.6.

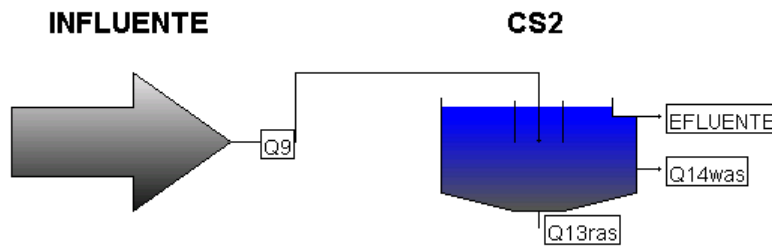


Figura 10.5 Diagrama de flujo para la calibración de los SST en el RAS de la línea R₅

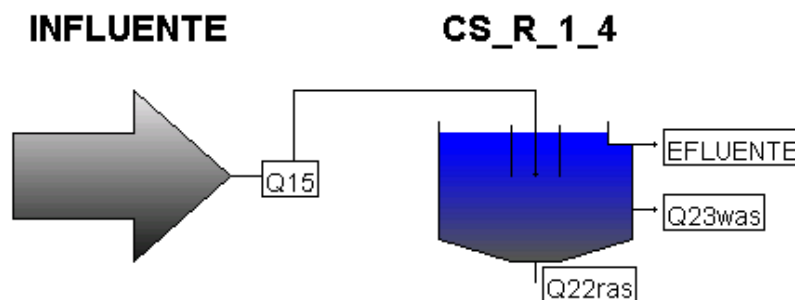


Figura 10.6 Diagrama de flujo para la calibración de los SST en el RAS de la línea R_{1,4}

La **Tabla 10.8** muestra la nomenclatura de las corrientes:

Tabla 10.8 Descripción de las corrientes a través de los modelos del CS₂ y CS_{1,4}

Corriente (Línea R ₅ _CS ₂)	Descripción (Figura 11.5)	Corriente (Línea R ₁₄ _CS ₁₄)	Descripción (Figura 11.6)
Q ₉	Influente a CS ₂ (licor mezclado de R ₅)	Q ₁₅	Influente a CS ₁₄ (licor mezclado de R _{1,4})
Q _{13ras}	Retorno de lodos	Q _{22ras}	Retorno de lodos
Q _{14was}	Purga de lodos de CS ₂	Q _{23was}	Purga de lodos de CS ₁₄
EFLUENTE	Efluente de CS ₂	EFLUENTE	Efluente de CS ₁₄

Para la calibración de los SST en el RAS se simularon varios escenarios con el modelo “sludge” en el influente (licor mezclado). En la composición del influente, sólo

se especificó en el GPS-X la concentración de los SST de Q_9 y Q_{15} , respectivamente, los cuales son los mismos mostrados en los resultados de caracterización de la campaña de muestreo de 7 días (**Tabla 7.1**). La información estequiométrica en el influente se manejó por defecto, ya que para esta calibración el influente corresponde a licor mezclado. También se alimentó al software información sobre los sedimentadores (**Tablas 10.2 y 10.3**), además del gasto calibrado Q_{WAS} en la etapa anterior (sección 10.6.1).

La calibración de los SST en el RAS se realizó ajustando el Q_{RAS} (Q_{13} y Q_{22}) y el $Q_{influyente}$ (Q_9 y Q_{15}), tal como se especifica en la **Tabla 10.6**. En el **Anexo 9**, se presenta el cuarto escenario con el cual quedaron calibrados los SST en el RAS para ambos modelos. Para el modelo representado por el CS_2 que se nombró en la simulación como *cal_sed_r5* (**Planilla C**) se llegó a la concentración de 7792 g/m^3 con $Q_9 = 106908 \text{ m}^3/\text{d}$; $Q_{13RAS} = 56364 \text{ m}^3/\text{d}$ y con el Q_{WAS} calibrado anteriormente de $592 \text{ m}^3/\text{d}$ (**Planilla A**). Para el modelo conformado por los CS_{1-4} , que se nombró como *cal_sed_r14* (**Planilla D**), se llegó a la concentración de 7545 g/m^3 con $Q_{15} = 418603 \text{ m}^3/\text{d}$; $Q_{22RAS} = 237163 \text{ m}^3/\text{d}$ y con el Q_{WAS} calibrado anteriormente de $2200 \text{ m}^3/\text{d}$ (**Planilla B**).

10.6.3 Calibración de la PTAR total

Ya calibrado el Q_{WAS} y los SST en el RAS, la información resultante se alimentó al diagrama de flujo de la PTAR total en GPS-X (**Figura 10.1**) denotada como *cal_planta_total*. En el primer escenario, se metieron los datos por defecto obtenidos en las calibraciones anteriores (*Default Scenario*). En el segundo escenario, se ajustaron las concentraciones de ISS con el Q_{WAS} modificándose éste (*2_fit_iss_con_was*). En el tercer escenario se realizaron iteraciones de reajuste del Q_{WAS} , SST en el RAS y de la fracción *frxs* (fracción de substrato en la DQO particulada) obteniéndose nuevos resultados para los parámetros antes mencionados (*3_fit_mlss_con_frxs*).

En el cuarto escenario indicado en la **Tabla 10.6** como etapa 5 se calibró la clarificación, es decir, la concentración de los SST en el efluente, para lo cual se utilizó como parámetro de ajuste el r_{floc} (*4_fit_sed_con_rh_qin*). El siguiente paso,

fue calibrar la DQO en el efluente con el frsi (5_fit_dqo_en_eff_con_frsi). Por último, se calibró el proceso de nitrificación para lo cual se utilizó $m_{Amáx}$ como parámetro de ajuste (6_fit_NH₃_en_eff_con_mua), además de la desnitrificación con K_{O2} (7_fit_NO₃⁻_en_eff_con_Ko2). En estos dos últimos pasos se calibró el N-NH₃ y N-NO₃⁻ en el efluente.

El último escenario con el cual se considera queda calibrada la planta total es el de 7_fit_NO₃⁻_en_eff_con_Ko2 (**Planilla E**) que se presenta en el **Anexo 9**. Los resultados finales de esta calibración son resumidos en la **Tabla 10.9**.

Tabla 10.9 Resultados finales de la calibración del modelo de la PTAR total

Parámetros	Resultados GPS-X (g/m ³)	Valores medidos en campaña (g/m ³)
SST y DQO en efluente		
SST (Q ₁₀)	17.2	14.6
SST (Q ₁₆)	17.0	24.4
SST (35)	17.0	-
DQO (Q ₁₀)	46.5	42.9
DQO (Q ₁₆)	46.0	54.9
DQO (35)	46.1	-
NH₃, NO₃-NO₂ en RAS y efluente		
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{13ras})	9.4	2.5
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{22Aras})	7.9	1.72
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q ₁₀)	9.4	9.4
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q ₁₆)	7.9	8.0
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (35)	8.2	-
N-NH ₃ (Q ₁₀)	1.6	1.6
N-NH ₃ (Q ₁₆)	3.4	3.4
N-NH ₃ (35)	3.1	-
ISS y SST en licor mezclado		
ISS (Q ₉)	965.8	963
ISS (Q ₁₅)	1013	1013
SST (Q ₉)	4207	4156
SST (Q ₁₅)	4255	4318
DQO en licor mezclado		
DQO (Q ₉)	5113	5088
DQO (Q ₁₅)	5115	5320
DQO y SST en RAS		
SST (Q _{13ras})	8017	7790
SST (Q _{22Aras})	7466	7543
DQO (Q _{13ras})	9722	9300
DQO (Q _{22Aras})	8956	8925
Flujos Finales:	Parámetros ajustados	
Influyente (Q ₆) = 234084 m ³ /d	frsi = 0.1	$m_A = 0.0811$ (R ₁₄)
Q _{13RAS} = 54864 m ³ /d	frxs = 0.95	K _{O2} (aerobio) = 0.815 (R ₅)
Q _{14WAS} = 570 m ³ /d	$r_{floc} = 0.0028$ (CS ₂)	K _{O2} (anóxico) = 0.815 (R ₅)
Q _{22RAS} = 236563 m ³ /d	0.0026 (CS ₁₄)	K _{O2} (aerobio) = 0.950 (R ₁₄)
Q _{23AWAS} = 2100 m ³ /d	$m_A = 0.098$ (R ₅)	K _{O2} (anóxico) = 0.950 (R ₁₄)

Como se observa en la **Tabla 10.9**, se trató de llegar a un punto de calibración muy cercano a los resultados obtenidos durante la campaña de caracterización de la planta de tratamiento. Fue importante determinar de manera confiable el caudal de purga de lodos Q_{WAS} a través de ISS y los SST en el RAS.

Uno de los resultados a enfatizar en esta tabla, es que el flujo del influente calibrado que llega a los reactores (Q_6) fue de 234084 m³/d (2709.3 L/s), mientras que el influente total de la planta (Q_3) obtenido a través del balance de materia fue de 4216 m³/d (3060 L/s) cuando se pensaba que a la PTAR estaban llegando más de 5000 L/s.

Por otra parte, en la **Tabla 10.9** los resultados de N-NO₃⁻-NO₂⁻ en el lodo en esta etapa de calibración están muy por arriba de los valores obtenidos en campaña, por lo cual se optó por adaptar un desnitrificador virtual y volver a calibrar la PTAR. A continuación se presentan los resultados obtenidos.

10.6.4 Calibración de la PTAR total después de instalar el desnitrificador virtual

Como se mencionó anteriormente, la decisión de adicionar los tanques virtuales de desnitrificación, fue tomada como una opción para calibrar los niveles de N-NO₃⁻ presentes en los flujos de recirculación (RAS). Para este caso se implementó la **Figura 10.2** en el GPS-X para su calibración, para lo cual sólo se ajustó el volumen del desnitrificador tomado como un reactor CSTR.

A partir de la calibración de la PTAR total descrita en la sección 10.6.3, se simuló el primer escenario denominado *Default Scenario (Planilla F)* considerando un volumen de 1 m³ (interpreta casi cero) para el desnitrificador, lo cual es equivalente a que no existe el tanque virtual, lo que permite re-verificar lo hecho hasta ahora.

En el segundo escenario llamado *2_fit_NO₃⁻_ras_con_vol_den_Ko₂_frxs_mua (Planilla G)* ya se presentan las diferencias en los N-NO₃⁻ antes y después del tanque virtual. Cabe mencionar al respecto, que para obtener una aceptable concentración de N-NO₃⁻ en el lodo, se tuvo que aumentar el volumen del tanque de desnitrificación hasta 2820 m³ para la línea R₅-CS₂ y hasta 11280 m³ para la línea del R_{1,4}-CS_{1,4}. Los resultados de ambos escenarios, se presentan en el **Anexo 9**.

Los resultados finales de la calibración total de la PTAR “Dulces Nombres”, con el desnitrificador virtual se muestran en la **Tabla 10.10**.

Tabla 10.10 Resultados finales de la calibración de la PTAR con el desnitrificador virtual

Parámetros	Resultados GPS-X (g/m ³)	Valores medidos en campaña (g/m ³)
SST y DQO en efluente		
SST (Q ₁₀)	17.2	14.6
SST (Q ₁₆)	17.0	24.4
SST (35)	17.0	-
DQO (Q ₁₀)	46.6	42.9
DQO (Q ₁₆)	46.2	54.9
DQO (35)	46.3	-
NH₃, NO₃-NO₂ en RAS y efluente		
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{13ras})	9.48	2.5
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{13bras})	2.52	
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{22Aras})	6.79	1.72
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{22bras})	1.69	
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q ₁₀)	9.48	9.4
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q ₁₆)	6.79	8.0
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (35)	7.22	-
N-NH ₃ (Q ₁₀)	1.56	1.6
N-NH ₃ (Q ₁₆)	3.27	3.4
N-NH ₃ (35)	2.99	-
ISS y SST en licor mezclado		
ISS (Q ₉)	965.7	963
ISS (Q ₁₅)	1014	1013
SST (Q ₉)	4193	4156
SST (Q ₁₅)	4285	4318
DQO en licor mezclado		
DQO (Q ₉)	5093	5088
DQO (Q ₁₅)	5162	5320
DQO y SST en RAS		
SST (Q _{13ras})	7991	7790
SST (Q _{22Aras})	7520	7543
DQO (Q _{13ras})	9683	9300
DQO (Q _{22Aras})	9038	8925
Flujos Finales:	Parámetros ajustados	
Influyente (Q ₆) = 234084 m ³ /d	frsi = 0.1	m _A = 0.0905 (R ₁₄)
Q _{13RAS} = 54864 m ³ /d	frxs = 0.905	K _{O2} (aerobio) = 0.690 (R ₅)
Q _{14WAS} = 570 m ³ /d	r _{floc} = 0.0028 (CS ₂)	K _{O2} (anóxico) = 0.690 (R ₅)
Q _{22RAS} = 236563 m ³ /d	0.0026 (CS ₁₄)	K _{O2} (aerobio) = 1.020 (R ₁₄)
Q _{23AWAS} = 2100 m ³ /d	m _A = 0.109 (R ₅)	K _{O2} (anóxico) = 1.020 (R ₁₄)

En la tabla anterior, se observa cómo la concentración de N-NO₃⁻-NO₂⁻ disminuye después del tanque virtual y los demás parámetros se mantienen sin mucha diferencia con respecto a los resultados reales. Cabe mencionar al respecto, que para llegar a esos resultados, se tuvieron que ajustar los coeficientes con que se

calibran los SST en el licor mezclado, los $N\text{-NO}_3^- \text{-NO}_2^-$ y el $N\text{-NH}_3$, es decir frxs, K_{O_2} y m_A respectivamente.

10.7 Escenarios de ampliación de la PTAR “Dulces Nombres”

10.7.1 Capacidad límite actual de la planta

Como aplicación, una de las metas de este proyecto de investigación fue estudiar el escenario de ampliación de la planta de tratamiento “Dulces Nombres”. En este sentido, para la simulación, el primer paso fue ver hasta qué punto en el aumento del flujo del influente (Q_{7in} para R_5 y Q_{8in} para R_{14}) se presenta el problema de concentraciones de $N\text{-NH}_3$ altas. Esto consistió en aumentar el gasto para detectar la capacidad límite de la planta en su configuración actual (sin incrementar el volumen de los reactores).

Para la simulación se realizaron varios escenarios en el modelo original ya calibrado, en el que se fue aumentando el influente y variando la recirculación y purga de forma proporcional al flujo de entrada. En la **Tabla 10.11** se presentan los flujos manejados para cada escenario.

Tabla 10.11 Flujos utilizados para los escenarios de incremento de Q_{inf} (sin cambiar los volúmenes de los reactores)

Escenario	Q_{total}		R_5		R_{14}	
	Q_{inf} (L/s)	Q_{3inf} (m^3/d)	Q_{13ras} (m^3/d)	Q_{14was} (m^3/d)	Q_{22ras} (m^3/d)	Q_{23Awas} (m^3/d)
Base	2709.3	234084	54864	570	236563	2100
2	2800	241920	56694	591	244422	2176
3	3000	259200	60744	633	261881	2331
4	3500	302400	70867	738	305528	2719
5	4000	345600	80991	844	349175	3108
6	5000	432000	101239	1055	436469	3885
7	6000	518400	121487	1266	523762	4662
8	6500	561600	131611	1371	567409	5050
9	7000	604800	141735	1477	611056	5439
10	7500	648000	151859	1582	654703	5827

Como se observa en la **Tabla 10.11**, el escenario base corresponde a los flujos que fueron obtenidos en el último escenario con el cual quedó calibrada la planta, cuyos resultados finales se presentan en la **Tabla 10.10**. Debido a que la PTAR fue

calibrada con los datos actuales de operación, sólo se aplicó el modelo para una ampliación, por lo que en los escenarios siguientes solamente se varió el flujo del influente, el RAS y el WAS. Los resultados obtenidos en esta simulación se presentan en la **Tabla 10.12**. Los resultados del último escenario simulado (**Escenario 9**), se presenta en el **Anexo 9 (Planilla H)**.

Tabla 10.12 Resultados obtenidos para la ampliación de la PTAR “Dulces Nombres” con el modelo original

Escenarios	Base	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Q_{in} (L/s)	2709	2800	3000	3500	4000	5000	6000	6500	7000	7500
SST (Q_{10}), g/m ³	17.2	17.6	18.6	21.2	23.7	29.4	36.2	40.4	44.6	49.2
DQO (Q_{10}), g/m ³	46.6	47.2	48.5	51.9	55.5	63.3	72.6	78.4	84.4	90.7
SST (Q_{16}), g/m ³	17.0	17.4	18.4	20.8	23.3	28.7	34.6	38.2	42.0	45.9
DQO (Q_{16}), g/m ³	46.2	46.8	48.0	51.3	54.8	62.1	70.3	75.3	80.5	86.0
SST (35), g/m ³	17.0	17.5	18.4	20.9	23.4	28.8	34.9	38.6	42.5	46.5
DQO (35), g/m ³	46.3	46.8	48.1	51.4	54.9	62.4	70.7	75.9	81.3	86.9
NO_3^- - NO_2^- (Q_{22bras})	1.69	1.6	1.2	0.2	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
NO_3^- - NO_2^- (Q_{13ras})	9.48	9.3	9.1	5.4	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
NO_3^- - NO_2^- (Q_{13bras})	2.52	2.5	2.4	0.8	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
NO_3^- - NO_2^- (Q_{22Aras})	6.79	6.6	5.8	1.9	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
N-NH ₃ (Q_{10}), g/m ³	1.56	1.8	2.7	13.1	38.8	37.9	37.0	36.5	36.1	35.7
NO_3^- - NO_2^- (Q_{10})	9.48	9.3	9.1	5.4	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
N-NH ₃ (Q_{16}), g/m ³	3.27	4.0	6.4	21.2	39.4	38.6	37.7	37.3	36.8	36.4
NO_3^- - NO_2^- (Q_{16})	6.79	6.6	5.8	1.9	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
N-NH ₃ (35), g/m ³	2.99	3.6	5.8	19.8	39.3	38.4	37.5	37.1	36.7	36.3
NO_3^- - NO_2^- (35)	7.22	7.0	6.4	2.5	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01	<0.01
SRT (Q_9), días	14.8	14.2	13.2	11.1	9.5	7.3	5.8	5.2	4.7	4.2
SRT (Q_{15}), días	14.1	13.6	12.6	10.6	9.1	7.0	5.7	5.1	4.6	4.2
DBO ₅ (Q_{10}), g/m ³	6.2	6.5	7.2	8.9	10.7	14.9	20.1	23.3	26.7	30.4
NTK (Q_{10}), g/m ³	5.92	6.2	7.2	17.9	44.1	43.8	43.5	43.5	43.5	43.5
DBO ₅ (Q_{16}), g/m ³	5.7	6.0	6.6	8.2	9.9	13.8	18.3	21.1	24.1	27.2
NTK (Q_{16}), g/m ³	7.5	8.3	10.9	26.1	44.5	44.2	44.0	43.9	43.9	43.8
DBO ₅ (35), g/m ³	5.8	6.1	6.73	8.3	10.1	14.0	18.7	21.5	24.6	27.8
NTK (35), g/m ³	7.3	8.0	10.3	24.7	44.4	44.1	43.9	43.8	43.8	43.8

A continuación, se hará una comparación de los resultados obtenidos con respecto a los límites máximos permisibles establecidos en la NOM-001-SEMARNAT-1996 para descargas en ríos y protección de vida acuática (**Tabla 2.1**), lo anterior para

identificar hasta qué caudal de influente puede tratar la planta en su configuración actual. Según la **Tabla 10.12**:

- La planta “Dulces Nombres” tiene capacidad para tratar un gasto de hasta 6500 L/s sin que se sobrepase el límite máximo permisible de SST (valor promedio mensual), lo que es coherente con el diseño de los sedimentadores que fue basado en un gasto nominal de 5000 L/s.
- Con respecto a la DBO_5 , la planta puede tratar hasta 7500 L/s sin sobrepasar el límite máximo permisible (promedio mensual). Para el caso de la DQO el efluente presentaría muy buena calidad.
- El problema de limitación como ya es conocido, sería con la nitrificación de la planta, y aunque la NOM marca como parámetro el N_{TOTAL} (el cual equivale a la sumatoria del NTK más $N-NO_3^- - NO_2^-$), este se cumple solo hasta un flujo de 2800 L/s; actual flujo realmente cargado a los reactores.

10.7.2 Ampliación de volúmenes en tanques requeridos para tratar 2500 L/s o más.

Para este modelo, se realizó la simulación para un flujo total de la suma de Q_{8in} (2119 L/s) más Q_{7in} (590.6 L/s) y un gasto extra de 2500 L/s que es el gasto aproximado que se pensó estaba entrando a la planta (3060 L/s este estudio; 5000 L/s según SADM). El objetivo en este segundo estudio de aplicación fue diseñar los volúmenes de los tanques al ir aumentando el flujo del influente. Para la simulación, se consideró cambiar solamente el flujo que entra a la línea del R_{14} (Q_{8in}), lugar en que se ubicaría la extensión, manteniéndose constante Q_{7in} , ya que el efluente de la línea independiente del R_5 , se utiliza para uso industrial. Por lo tanto este último flujo no varió al aumentar el flujo del influente (Q_6).

Teniendo como base lo anterior, se calcularon los flujos de recirculación y purga, así como el área para sedimentación, volumen de reactor y volumen del desnitrificador aproximados para el flujo de la extensión (5209.6 L/s). Con estos nuevos datos se realizaron las simulaciones de ampliación de la planta de tratamiento.

Para el primer escenario (*Default*) se utilizaron los mismos datos alimentados en la última calibración del modelo con tanque virtual (**Tabla 10.11**). En el segundo escenario se introdujeron los nuevos datos de Q_{RAS} , Q_{WAS} , área de sedimentación, volumen del desnitrificador y solamente no se cambió el volumen del reactor. En este segundo escenario los datos (área del sedimentador y volumen del desnitrificador) fueron calculados de tal manera de mantener las mismas proporciones con el incremento de flujo entrante y en los siguientes escenarios se mantuvieron constantes ya que ello garantizaba el mismo desempeño actual.

En los siguientes escenarios ya solamente se fue variando el volumen del reactor hasta alcanzar los valores medidos en campaña que tiene actualmente la planta y considerando también los criterios de calidad del efluente que requiere Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey (SADM) para la PTAR “Dulces Nombres”. En la **Tabla 10.13** se presentan los datos de entrada al software para los diferentes escenarios simulados.

Tabla 10.13 Datos utilizados para los escenarios de ampliación de la PTAR “Dulces Nombres” con el modelo de tanque virtual

Datos de entrada	ESCENARIOS								
	Base	1	2	3	4	5	6	7	8
Q_{inf} (L/s)	2709.3	5209.6	5209.6	5209.6	5209.6	5209.6	5209.6	5209.6	5209.6
Q_{22ras} (L/s)	2737.9	5968	5968	5968	5968	5968	5968	5968	5968
Q_{23Awas} (L/s)	24.3	53	53	53	53	53	53	53	53
A_{SED} (m ²)	13592	29626	29626	29626	29626	29626	29626	29626	29626
V_{DEN} (m ³)	11280	24587	24587	24587	24587	24587	24587	24587	24587
VR_{14} (m ³)	76480	76480	166711	176711	186711	196711	201711	202711	203711

Como se observa en la **Tabla 10.13**, el escenario base corresponde a los datos que fueron obtenidos en el último escenario con el cual quedó calibrada la planta total con tanque de desnitrificación virtual (*2_fit_NO3⁻_ras_con_vol_den_Ko2_frxs_mua*) cuyos resultados finales se presentan en la **Tabla 10.10**. Los resultados obtenidos al llevar el flujo del influente en el sistema de lodos activados a 5209.6 L/s, se presentan en la **Tabla 10.14**. El último escenario de optimización simulado, se presenta en el **Anexo 9 (Planilla I)**.

**Tabla 10.14 Resultados obtenidos para la ampliación de la PTAR
“Dulces Nombres” con el modelo de desnitrificación virtual**

Escenarios	Base	1	2	3	4	5	6	7	8	Real
SST (Q ₁₀), g/m ³	17.24	17.24	17.24	17.24	17.24	17.24	17.24	17.24	17.24	14.6
DQO (Q ₁₀), g/m ³	46.62	46.62	46.63	46.62	46.62	46.63	46.62	46.62	46.62	42.9
SST (Q ₁₆), g/m ³	17.06	17.35	16.5	16.48	16.41	16.36	16.34	16.33	16.33	24.4
DQO (Q ₁₆), g/m ³	46.23	48.38	45.7	45.6	45.44	45.33	45.27	45.26	45.25	54.9
SST (35), g/m ³	17.09	17.35	16.56	16.54	16.47	16.43	16.41	16.41	16.4	-
DQO (35), g/m ³	46.3	48.24	45.78	45.68	45.54	45.43	45.38	45.37	45.36	-
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{22bBras})	1.692	<0.01	1.206	1.717	2.085	2.352	2.463	2.491	2.508	1.72
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{13ras})	9.481	9.488	9.495	9.492	9.491	9.493	9.491	9.502	9.481	-
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{13bras})	2.529	2.526	2.542	2.536	2.535	2.537	2.535	2.542	2.529	2.5
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q _{22Aras})	6.798	0.136	5.686	6.514	6.923	7.127	7.189	7.208	7.204	-
N-NH ₃ (Q ₁₀), g/m ³	1.564	1.564	1.559	1.561	1.561	1.560	1.561	1.559	1.558	1.6
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q ₁₀)	9.481	9.478	9.501	9.492	9.491	9.493	9.491	9.502	9.505	9.4
N-NH ₃ (Q ₁₆), g/m ³	3.272	34.67	7.261	4.613	3.185	2.368	2.081	2.03	1.986	3.4
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (Q ₁₆)	6.792	0.126	5.682	6.511	6.92	7.124	7.186	7.206	7.201	8.0
N-NH ₃ (35), g/m ³	2.999	32.01	6.802	4.368	3.055	2.303	2.039	1.992	1.951	-
NO ₃ ⁻ -NO ₂ ⁻ (35)	7.222	0.879	5.989	6.751	7.127	7.315	7.372	7.39	7.387	-
SRT (Q ₉), días	14.87	14.87	14.87	14.87	14.87	14.87	14.87	14.87	14.87	
SRT (Q ₁₅), días	14.13	6.512	14.03	14.85	15.68	16.51	16.93	17.01	17.09	
DBO ₅ (Q ₁₀), g/m ³	6.293	6.293	6.292	6.293	6.293	6.292	6.293	6.292	6.293	
NTK (Q ₁₀), g/m ³	5.930	5.929	5.926	5.928	5.928	5.927	5.928	5.925	5.931	
DBO ₅ (Q ₁₆), g/m ³	5.778	8.96	5.958	5.79	5.614	5.458	5.383	5.368	5.354	
NTK (Q ₁₆), g/m ³	7.603	40.14	11.57	8.872	7.402	6.553	6.252	6.197	6.147	
DBO ₅ (35), g/m ³	5.862	8.742	5.984	5.831	5.669	5.525	5.456	5.442	5.43	
NTK (35), g/m ³	7.335	37.39	11.12	8.635	7.283	6.502	6.226	6.175	6.133	
SST (Q ₉)	4194	4194	4194	4194	4194	4194	4194	4194	4193	4156
SST (Q ₁₅)	4285	4505	3899	3862	3828	3794	3778	3775	3772	4318
F/M (Q ₉)	0.238	0.238	0.238	0.238	0.238	0.238	0.238	0.238	0.238	
F/M (Q ₁₅)	0.211	0.419	0.230	0.220	0.210	0.202	0.198	0.197	0.197	

Para hacer un diagnóstico de los resultados obtenidos, se tomarán como indicador los límites máximos permisibles establecidos en la NOM-001-SEMARNAT-1996 para descargas en ríos y protección de vida acuática (**Tabla 2.1**), además de los límites que requiere SADM (Planta “Dulces Nombres”) en el efluente, que para el caso son: SST (30 g/m³), DBO₅ (30 g/m³), N_{ORG} (5 g/m³), N-NH₃ (2 g/m³) y NTK (7 g/m³). Según la **Tabla 10.14**:

- Los resultados para la línea R₅-CS₂ no varían ya que el flujo se mantiene constante. En esta línea están incluidos los parámetros para los flujos Q₉, Q₁₀ y Q₁₃. Por ello los siguientes puntos están referenciados solamente a la línea del R₁₄-CS₁₄ (Q₁₅, Q₁₆, Q₂₂, Q₃₅).
- Los SST y la DBO₅ en el efluente se mantienen dentro de la NOM (SST = 40 g/m³; DBO₅ = 30 g/m³) y de los límites marcados por SADM.
- Para el caso de la nitrificación, los resultados del último escenario están al límite de los resultados obtenidos en campaña (reales). Lo cual quiere decir que al aumentar el gasto hasta 5209.6 L/s se pueden obtener los mismos resultados actuales, variando el área del sedimentador y los volúmenes del reactor y desnitrificador.
- El NTK y el N-NH₃ en el último escenario está dentro de los límites marcados por SADM.
- En el escenario 1 cuando se aumenta el flujo del influente, del RAS, del WAS, y se cambian el área del sedimentador, el volumen del desnitrificador, pero sin variar el volumen del reactor, se observa como aumenta la concentración del NTK y el N-NH₃ disminuyendo el SRT. Sin embargo a partir del escenario 2 cuando empieza a aumentarse el volumen del reactor, empieza la nitrificación disminuyendo la concentración del NTK y el N-NH₃ para convertirse a N-NO₃⁻-NO₂⁻, mientras que el SRT en el reactor aumenta. La nitrificación depende del SRT y por tanto del volumen del reactor.
- La relación F/M en todos los escenarios se mantuvo dentro del rango marcado en la bibliografía (0.2-0.5 d⁻¹).
- Debido a que el N_{TOTAL} = NTK + (N-NO₃⁻ + N-NO₂⁻), en el último escenario se dan resultados todavía dentro del límite marcado en la NOM-001-SEMARNAT-1996 para el N_{TOTAL} que es de 15 g/m³.

Por tanto la ampliación de la PTAR “Dulces Nombres” para tratar un flujo de entrada adicional de 2500 L/s sería el de la diferencia del dimensionamiento obtenido a través de la simulación menos el dimensionamiento actual, lo cual puede observarse en la **Tabla 10.15**.

Tabla 10.15 Dimensionamiento de ampliación de la PTAR “Dulces Nombres” para caudal adicional de 2500 L/s

Equipo	Dimensiones totales de la planta ampliada	Dimensiones actuales (antes de ampliar)	Diferencia (Nueva ampliación)
Sedimentación (m ²)	29626	13592	16034
Reactores (m ³)	203711	76480	127231

Para estos resultados obtenidos se comenta lo siguiente:

1. Para el caso de la desnitrificación, se espera que los sedimentadores sigan con su capacidad de desnitrificación parcial contribuyendo a la remoción de nitrógeno descontrolada.
2. Para controlar más y reducir los niveles de $N-NO_3^- + N-NO_2^-$, se va a requerir modificar la planta instalando tanques anóxicos.
3. Debido a que la limitante es el nitrógeno, esto hace que el volumen del reactor sea grande.
4. Para la ampliación de la planta, las dimensiones del sedimentador y las tasas de recirculación y purga (θ_c), así como el tiempo de retención hidráulico en los reactores fueron fijados de forma conservadora lo que significa que no fueron optimizados.

11. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La modelación y simulación de la planta de tratamiento de aguas residuales “Dulces Nombres”, implicó un exhaustivo programa de trabajo de caracterización del agua residual y lodos, un extenso monitoreo de flujos y el desarrollo de pruebas de trazador, sedimentación y respirometría. Con los trabajos desarrollados y utilizando el software GPS-X, se calibró el modelo ASM1 y se simularon escenarios de optimización en cuanto a remoción de carga orgánica y nitrógeno, y de producción de lodos.

Se espera que este trabajo de investigación contribuya enormemente para dar más a conocer la modelación de sistemas de lodos activados en México, poniendo como referencia a la Ciudad de Monterrey en la ejecución de este tipo de proyectos.

11.1 Conclusiones

Las conclusiones principales de esta tesis son las siguientes:

1. Con respecto a la calibración:

1a. El objetivo principal de calibrar el modelo ASM1 se logró en cuanto a la capacidad de descripción de la eficiencia de remoción de carga orgánica, nitrógeno y producción de lodos.

1b. Aún y cuando el monitoreo de flujos no se alcanzó a realizar en la mayoría de canales y/o tuberías de la PTAR durante la campaña de medición de gastos, se logró calcular los flujos no conocidos a través de un balance de gastos. A través del balance, se determinó el flujo del influente (Q_3) el cual fue estimado en 3060 L/s.

1c. Se observó que la PTAR presentaba desnitrificación en los reactores y sedimentadores, aún y cuando no están diseñados con zonas anóxicas adecuadas para este propósito. Esto se tomó en cuenta en el modelo utilizando

un tanque virtual de desnitrificación, lo cual permitió calibrar los niveles de NO_3^- en el lodo de retorno y en los reactores.

1d. Los escenarios de ampliación de la PTAR simulados con el GPS-X, dieron una perspectiva de lo que se puede hacer en la planta. Se estudió en lo particular el escenario que considera un incremento adicional de 2,500 L/s del flujo del influente a reactores, considerando los límites máximos permisibles marcados en la NOM-001-SEMARNAT-1996 y otros límites fijados para el reuso del efluente, que para este último caso son SST (30 g/m^3), DBO_5 (30 g/m^3), N_{ORG} (5 g/m^3), N-NH_3 (2 g/m^3) y NTK (7 g/m^3). Los resultados obtenidos mostraron que las concentraciones de dichos parámetros se mantendrían dentro de los límites marcados siempre y cuando se ampliaran el área del sedimentador y los volúmenes del reactor en un 54 y 62% respectivamente.

2. Con respecto al fraccionamiento de la DQO:

2a. Los resultados obtenidos con base a la representación porcentual del fraccionamiento de la DQO a diferentes tamaños de poro, indican poca diferencia sobre S_S , S_I y $(X_S + X_I)$ cuando se utilizaron membranas de $0.1 \mu\text{m}$ y $0.45 \mu\text{m}$, no así para $1.2 \mu\text{m}$ y $0.45 \mu\text{m}_{\text{FLOC}}$; esto proporciona la libertad de escoger entre el procedimiento con filtraciones a $0.1 \mu\text{m}$ o bien con $0.45 \mu\text{m}$.

2b. Se observó que los resultados del método de STOWA a $0.45 \mu\text{m}$ comparado con el método de "Influent Advisor" fueron casi similares, lo cual representa una alternativa viable para el fraccionamiento de la DQO total y soluble.

2c. En el fraccionamiento de la DQO por STOWA en la PTAR "Dulces Nombres", hubo problemas para hallar X_S y X_I , ya que los valores de dichas fracciones resultaron negativas. Se concluyó al respecto, que el hecho de usar el parámetro de DBO en el método STOWA hace que la metodología a veces sea difícil de aplicar, ya que la DBO está sujeta a interferencias e imprecisiones que pueden conllevar valores incoherentes de X_S o X_I (muy grandes, pequeños o negativos).

2d. Los resultados del padrón de fraccionamiento final tras la calibración fueron del 44.2% de S_S , 6.7% de S_I , 46.7% de X_S y 2.4% de X_I .

2e. Por otra parte, el valor obtenido de S_S por respirometría no es comparable con el S_S obtenido por el método físico-químico (STOWA). Esto muestra que los dos métodos no son siempre equivalentes como suele esperarse.

3. En la obtención de parámetros cinéticos (μ_{HMAX} y b_H):

3a. Las pruebas de respirometría, se realizaron a temperaturas de 20, 24, 28 y 32°C. Los resultados promedio de μ_{HMAX} y b_H para 20°C fueron respectivamente de 6.9 y 0.20 d⁻¹. El factor de corrección por cambio de temperatura (Q) de Arrhenius para μ_{HMAX} fue estimado en 1.034, y para b_H en 1.040. Con los resultados obtenidos se concluye que estos factores ($Q_{\mu_{HMAX}}$ y Q_{b_H}), se pueden aplicar para condiciones de clima cálido o tropical, es decir, en un rango de temperaturas altas (>20°C).

11.2 Recomendaciones

- a) Realizar nuevamente un programa de monitoreo de gastos con la finalidad de verificar los resultados obtenidos a través del balance de gastos desarrollado en esta investigación. Especialmente el flujo en el influente crudo el cual resultó el más dudoso.
- b) Tener más medidores digitales de oxígeno disuelto en los reactores de tal manera de que se pueda optimizar la aireación y con ello reducir el costo por energía eléctrica.
- c) Utilizar la simulación como una herramienta de optimización y diseño para las plantas de tratamiento de aguas residuales de México.

12. BIBLIOGRAFÍA

1. APHA, AWWA y WPCF (1992). Métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales. Madrid, Editorial Díaz Santos, S.A.
2. Ardern, E. and Lockett, W.T. (1914). Experiments on the oxidation of sewage without the aid of filters. *Journal Society of Chemical. Ind.*, Vol. 33, pp. 523.
3. Batstone, D. J., Séller, J., Angelidak, I., Kalyvzhny, S., Pavlostathis, G., Rozzi, A., Sanders, W. T. M., Siegrist, H. and Vavilin, V. A. (2002). *Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1)*. IWA Publishing Bedfordshire, IAWPRC, London.
4. Bolmstedt. J. (2000). Dynamic modelling of an activated sludge process at a pulp and paper mill. Master thesis. Lund Institute of Technology, Department of Industrial Electrical Engineering and Automation.
5. Brdjanovic, D.; van Loosdrecht, M. C. M.; Versteeg, P.; Hooijmans, C. M.; Alaerts, G. J. and Heijnen, J. J. (2000). Modelling COD, N and P removal in a full scale WWTP Haarlem Waarderpolder. *Water Research*, Vol. 34, pp. 846-858.
6. Cacossa, K. F. and Vaccari, D. A. (1994). Calibration of a compressive gravity thickening model from a single batch settling curve. *Water Science Technology*, Vol. 30, No. 8, pp. 107-116.
7. Cho, S. H.; Colin, F., Sardin, M. and Prost, C. (1993). Settling velocity of activated sludge. *Water Research*, Vol. 27, No. 7, pp. 1237-1242.
8. Cox C. D. (2004). Statistical distributions of uncertainty and variability in activated sludge model parameters. *Water Environmental Research*, vol 76 (7), pp 2672-2685.
9. De Clercq, B., Devisscher, M., Vanrolleghem, P., Boonen, I. and Defrancq, J. (2003). A new one-dimensional clarifier model-verification using full-scale experimental data. *Water Science and Technology*, Vol. 47, No. 12, pp. 105-112.
10. De la Sota A., Larrea L., Novak L., Grau P. and Henze M. (1994) Performance and model calibration of R-D-N processes in pilot plant. *Water Science and Technology*, Vol, 30, No. 6, pp. 355-364.
11. Denbigh, K. G. and Turner, J. C. R. (1965). *Chemical reactor theory*, 2nd, ed., Cambridge University Press, England.
12. Dick, R. I. and Young, K. W. (1972). Analysis of thickening performance of final settling tanks. In proceeding of the 27th purdue Industrial Waste Conference, Lafayette, IN, ed. J. Ball, pp. 33-54.

13. Dochain, D., Vanrolleghem, P.A. (2001). Dynamical modelling and estimation in wastewater treatment processes. IWA Publishing, London, UK.
14. Dold, P.; Ekama, G. A. and Marais, G. V. R. (1980). A general model for the activated sludge process. *Prog. Water Technical*, Vol. 12, No. 6, pp. 47-77.
15. Dupont, R. and Henze, M. (1992). Modelling of the secondary clarifier combined with the activated sludge model No. 1. *Water Science Technology*, Vol. 25, No. 6, pp. 285-300.
16. Dupont R. and Sinkjær O. (1994). Optimisation of wastewater treatment plants by means of computer models. *Water Science and Technology*, Vol. 30, No. 4, pp. 181-190.
17. Ekama, G. A.; Dold, P. L. and Marais, G. V. R. (1986). Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in activated sludge systems. *Water Science Technology*, Vol. 18, No. 6, pp. 91-94.
18. Ekman, M.; Samuelsson, P. and Carlsson, B. (2001). Control strategies in a JAVA based activated sludge process simulator. In: *Proceedings of the 1st IWA conference on instrumentation, control and automation*. Malmö, Sweden.
19. Fall, C. (2003). Modelación y simulación del proceso de lodos activados. Curso monográfico de calidad del agua. Centro Interamericano de Recursos del Agua. UAEM. México.
20. Fall, C. y Loaiza, N. J. (2007). Design of a tracer test experience and dynamic calibration of the hydraulic model for a full-scale wastewater treatment plant by use of AQUASIM. *Water Environmental Research*, Vol. 79, No. 8, pp. 893-900.
21. Ferreira, E. C.; Espírito Santo, I. A.; Fernández, E. M.G. P. and Araújo, M. M. (2004). Optimization of Wastewater Treatment Processes. XXVIII Congreso Nacional de Estadística e Investigación Operativa. Cádiz, Oct. 25-29, 2004.
22. Flores, A. N. (2008). Modelación de La PTAR "Dulces Nombres" de Monterrey: Régimen hidráulico de los reactores y modelo de sedimentación. Tesis de maestría. Centro Interamericano de Recursos del Agua (CIRA-UAEM).
23. Fogler, H. S. (1999). *Elements of chemical reaction engineering*, 3rd edition, Prentice Hall, Inc., Upper Saddle River, NJ.
24. Gernaey, K. V.; Van Loosdrecht, M. C. M.; Henze, M.; Lind, M. and Jorgensen, S. B. (2004). Activated Sludge Wastewater Treatment Plant Modelling and Simulation: State of the Art. *Environmental Modelling & Software* 19(2004) 763-783.

25. Gokcay, C. F. and Sin, G. (2004). Modelling of a large-scale wastewater treatment plant of efficient operation. *Water Science and Technology*, Vol. 50, No. 7, pp. 123-130.
26. Gujer, W.; Henze, M.; Mino, T. and van Loosdrecht, M. C. M. (1999). Activated Sludge Model No. 3. *Water Science Technology*, Vol. 39, No. 1, pp. 183-193.
27. Gürkan Sin, Stijn W.H. Van Hulle, Dirk J.W. De Pauw, Ann van Griensven, Vanrolleghem Peter A. (2005). A critical comparison of systematic calibration protocols for activated sludge models: A SWOT analysis. *Water Research*, Vol. 39, pp. 2459–2474.
28. Härtel, L. and Pöpel, H. J. (1992). A dynamic secondary clarifier model including processes of sludge thickening. *Water Science Technology (G.B)*, Vol. 25, pp.267.
29. Hellinga, C.; van Loosdrecht, M. C. M.; and Heijnen, J. J. (1999). Model based design of a novel process for nitrogen removal from concentrated flow. *Math. Comput. Model. Dyn. Syst.* Vol. 5, pp. 351-371.
30. Henze, M.; Grady, C. P. L.; Gujer, W.; Marais, G. v. R.; y Matsuo, T. (1987). Activated Sludge Model No. 1. England. International Association on Water Pollution Research and Control. 37 pp.
31. Henze, M.; Grady, C. P. L.; Gujer, W.; Marais, G. v. R.; y Matsuo, T. (1987a). A general model for single-sludge activated sludge wastewater treatment systems. *Water Research*, Vol. 21, No. 5, pp. 505-515.
32. Henze M., Gujer W., Mino T., Matsuo T., Wentzel M.C.M. and Marais G.v.R. (1995). Activated sludge model No. 2. IWA Scientific and Technical Report No. 3, London, UK.
33. Henze, M. and Grau, P. (1999). Prague wastewater treatment plant: analysis of operation and proposal. Internal study, Prague Water Company.
34. Henze, M., Gujer, W., Mino, T., van Loosdrecht, M.C.M., (2000). Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IWA Scientific and Technical Report 9. IWA, London.
35. Henze, M.; Gujer, W.; Mino, T. and van Loosdrecht, M. (2002). Activated Sludge Models ASM1, ASM2, ASM2d and ASM3. IWA Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment. IWA Publishing, London UK.
36. Hulsbeek, J. J. W.; Kruit, j.; Roeleveld, P. J. y Loosdrecht, M. C. M. (2002). A practical protocol for dynamic modelling of activated sludge systems. *Water Science and Technology*, Vol. 45, No. 6, pp. 127-136.
37. Hydromantis, Inc., Tutorial GPS-X version 5.0 (2003), 1685 Main Street West, Suite 302, Hamilton Ontario, Canada L8S 1G5, www.hydromantis.com.

38. INEGI. 2000. XII Censo General de Población y Vivienda de Nuevo León. Resultados Definitivos. Datos por Localidad (Integración Territorial). INEGI. México.
39. Kappeler, J. and Gujer, W. (1992). Estimation of kinetic parameters of heterotrophic biomass under aerobic conditions and characterisation of wastewater for activated sludge modelling. *Water Science Technology*, Vol. 25, No. 6, pp. 43-57. *Water Science and Technology*, Vol. 50, No. 7, pp. 131-138.
40. Keinath, T. M.; Ryckman, M. D.; Dana, C. H. and Hufer, D. A. (1977). Activated sludge-unified system design and operation. *Journal Environmental Engineering*, Vol. 103, pp.829.
41. Keinath, T. M. (1985). Operational dynamics and control of secondary clarifiers. *Journal Water Pollution Control Federation*, Vol. 57, pp. 770-776.
42. Kristensen H.G., la Cour Janssen J. and Jørgensen E. (1998). Batch test procedures as tools for calibration of the activated sludge model – A pilot scale demonstration. *Water Science and Technology*, Vol. 37, No. 4-5, pp. 235-242.
43. Langergraber, G.; Rieger, L.; Winkler, S.; Alex, J.; Wiese, J.; Owerdieck, C.; Ahnert, M.; Simon, J. and Maurer, M. (2004). A guideline for simulation studies of wastewater treatment plants.
44. Lesouef, A.; Payraudeau, M.; Rogalla, F. and Kleiber, B. (1992). Optimizing nitrogen removal reactor configuration by on-site calibration of the IAWPRC activated sludge model. *Water Science Technology*, Vol. 25, No. 6, pp. 105-123.
45. Loaiza, N.J., Fall, C., Flores, I. J., Martinez, G. L. y Esparza, S. M. (2006). Evaluación del desempeño de un clarificador secundario nuevo en una PTAR. XIX Congreso Nacional de Hidráulica en Cuernavaca Morelos.
46. Loaiza, N. J. (2007). Modelación del proceso de lodos activados en la planta de tratamiento de aguas residuales noreste, del área metropolitana de Monterrey, N. L. Tesis Doctoral. Centro Interamericano de Recursos del Agua (CIRA-UAEM).
47. Mamais, D.; Jenkins, D. and Pitt, P. (1993). A rapid physical-chemical method for the determination of readily biodegradable soluble COD in municipal wastewater. *Water Research*, Vol. 27, No. 1, pp. 195-197.
48. McClintock, S. A.; Sherrard, J. H.; Novak, J. T. and Randall, C. W. (1988). Nitrate versus oxygen respiration in the activated sludge process. *Journal Water Pollution Control Federation*, Vol. 60, pp. 342-350.
49. Melcer, H., Dold, P.L., Jones, R.M., Bye, C.M., Takacs, I., Stensel, H.D., Wilson, A.W., Sun, P., Bury, S. (2003). *Methods for wastewater*

characterisation in activated sludge modeling. Water Environment Research Foundation (WERF), Alexandria, VA, USA.

50. Metcalf y Eddy, (2003). Wastewater Engineering, Treatment and Reuse. Fourth Edition, Mc. Graw Hill.
51. Murnleitner, E; Kuba, T; Van Loosdrecht, M. C. M. and Heijnen, J. J. (1997). An integrated metabolic model for the aerobic and denitrifying biological phosphorus removal. J. Environ. Eng. ASCE 54 (5), 434-450.
52. Norma Oficial Mexicana, NOM-001-SEMARNAT-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales.
53. Norma Oficial Mexicana, NOM-003-SEMARNAT-1997, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reusen en servicios al público.
54. Novák, L. and Havlíková, D. (2004). Performance intensification of Prague wastewater treatment plant. Water Science and Technology, Vol. 50, No. 7, pp. 139-146.
55. Nowak, O.; Svardal, K. and Schweighofer, P. (1995). The dynamic behaviour of nitrifying activated sludge systems influenced by inhibiting wastewater compounds. Water Science Technology, Vol. 31, No. 2, pp. 115-124.
56. Olsson, G. and Newell, B. (1999). Wastewater Treatment Systems. IWA publishing.
57. Otterpohl, R. and Freund, M. (1992). Dynamic models for clarifiers of activated sludge plants with dry and wet weather flows. Water Science Technology, Vol. 26, No. 5-6, pp. 1391-1400.
58. Pedersen J. and Sinkjær O. (1992). Test of the activated sludge models capabilities as a prognostic tool on a pilot scale wastewater treatment plant. Water Science and Technology, Vol. 25, No. 6, pp. 185-194.
59. Petersen, B.; Gearney, K.; Henze, M. and Vanrolleghem, P. A. (2002). Evaluation of an ASM1 model calibration procedure on a municipal-industrial wastewater treatment plant. J. Hydroinformatics, Vol. 4, pp. 15-38.
60. Petersen, B., Gernaey, K., Henze, M., Vanrolleghem, P.A., 2003. Calibration of activated sludge models: a critical review of experimental designs. In: Agathos, S.N., Reineke, W. (Eds.), Biotechnology for the Environment: Wastewater Treatment and Modeling, Waste Gas Handling. Kluwer Academic Publishers, Dordrecht, The Netherlands, pp. 101–186.
61. Printemps, C.; Baudin, A.; Dormoy, T.; Zug, M. And Vanrolleghem, P. A. (2004). Optimisation of a large WWTP thanks to mathematical modelling. Water Science and Technology, Vol. 50, No. 7, pp. 113-122.

62. Ramalho, R. S (1991). Tratamiento de aguas residuales. Faculty of Science and Engineering Laval University. Quebec, Canada. Editorial Reverté S.A., pp. 705.
63. Reichert, P., (1998). AQUASIM 2.0. User manual computer program for the identification and simulation of aquatic systems. Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology (EAWAG) Dübendorf Switzerland.
64. Rittmann, B.E. and McCarty, P. L. (2001). Biotecnología del Medio Ambiente. Principios y Aplicaciones. Mc.Graw-Hill / Interamericana de España, S. A. U. pp.745.
65. Roels, J. A. (1983). Energetics and kinetics in biotechnology. Elsevier Science Publishers, Amsterdam.
66. Roeleveld, P. and Kruit, J. (1998). Richtlinien für die charakterisierung von abwasser in den Niederlanden. Korrespondenz abwasser, 3, 465-468, in German.
67. Roeleveld, P. J. and van Loosdrecht, M.C M. (2002). Experience with guidelines for wastewater characterisation in the Netherlands. Water Science and Technology, Vol. 45, No. 6, pp. 77-87.
68. Salem, S.; Berends, D. H. J. G.; van der Roest, H. F.; van der Kuij, R. J. and van Loosdrecht, M. C. M. (2004). Full scale application of the BABE technology. Water Science and Technology, Vol. 50, No.7, pp. 87-96.
69. Siegrist H. and Tschui M. (1992). Interpretation of experimental data with regard to the activated sludge model no. 1 and calibration of the model for municipal wastewater treatment plants. Water Science and Technology, Vol, 25, No. 6, pp. 167-183.
70. Siegrist, H.; Brunner, I.; Koch, G.; Linh, C. P. and Van Chieu, L. (1999). Reduction of biomass decay rate under anoxic and anaerobic conditions. Water Science Technology, Vol. 39, No. 1, pp. 129-137.
71. Spérandio, M.; Urbain, V.; Audic, J. M. And Paul, E. (1999). Use of carbon dioxide evolution rate for determining heterotrophic yield and characterising denitrifying biomass. Water Science Technology, Vol. 39, No. 1, pp. 139-146.
72. Stokes L., Takács I., Watson B. and Watts J.B. (1993). Dynamic modelling of an A.S.P. sewage works - A case study. Water Science and Technology, Vol, 28, No. 11-12, pp. 151-161.
73. Takács I.; Patry, G. and Nolasco, D. (1991). A dynamic model of the clarification-thickening process. Water Research, Vol. 25, pp. 1263-1271.
74. Thomas, D. G. (1963). Transport characteristics of suspensions-relation of hindered settling floc characteristics to rheological parameters. AIChE Journal, Vol. 9, pp. 310-316.

75. Vanderhasselt, A. y Vanrolleghem, P., (2000). Estimation of sludge sedimentation parameters from single batch settling curves. *Water Research*, Vol. 34, No. 2, pp. 395-406.
76. Vanhooren, H., Meirlaen, J., Amerlinck, Y., Filip Claeys, Vangheluwe, H. y Vanrolleghem, P., (2003). WEST: Modelling biological wastewater treatment. *Journal of hydroinformatics*, Vol 5, No.1, pp. 27-50.
77. Vanrolleghem, P.; Spangers, H.; Petersen, B.; Ginestet, P. and Takács, I. (1999). Estimating (combination of) activated sludge Model No. 1 parameters and components by respirometry. *Water Science and Technology*, Vol. 39, No. 1, pp. 195-214.
78. Vanrolleghem, P y Lee, D., (2003). On-line monitoring equipment for wastewater treatment processes: state of the art. *Water Science and Technology*, Vol. 47, No. 2, pp. 1-34.
79. Vesilind, P. A. (1968). Design of prototype thickeners from batch settling tests. *Water Sewage Works*. Vol. 115, No. 7, pp. 302-307.
80. Wanner, J.; Dohányos, M.; Novák, L. and Kutil, J. (1999-2001). Solution of topical operational problems at Prague Wastewater Treatment Plant Reflecting Further Development of Wastewater Treatment in Prague Capital. Research project of Prague water supply and sewerage Company co-ordinated by Prague Institute of Chemical Technology.
81. Water Environment Federation (1992). Design of municipal wastewater treatment plants. Manual of Practice No. 8, (MOP-8), Alexandria, VA. American Society of Civil Engineers. Manual and Report of Engineering, Practice No. 76, New York, N.Y.
82. Water Environment Federation (1996). Operation of municipal wastewater treatment plants. Manual of Practice, No. 11, (MOP-11); Fifth Edition.
83. Water Pollution Control Federation (1985). Clarifier design. Manual of Practice FD-8, Facilities Development.
84. Watts, R. W.; Suoronos, S. A. and Koopman, B. (1996). One-dimensional modeling of secondary clarifiers using a concentration and feed velocity-dependent dispersion coefficient. *Water Research*. Vol. 33, pp. 2112-2124.
85. Weijers S.R., Kok J.J., Preisig H.A., Buunen A. and Wouda T.W.M. (1996). Parameter identifiability in the IAWQ model No. 1 for modelling activated sludge plants for enhanced nitrogen removal. In: Proceedings 6th European Symposium on Computer Aided Process Engineering Escape-6, Rhodos, May 1996. pp. 6.
86. WERF (2003), Methods for wastewater characterization in activated sludge modelling, Water Environment Research Federation (WERF), Alexandria, VA, WERF publication N° 9 WWF3, pp 596, 1er Ed.

87. Wichern, M.; Lübken, M.; Blömer, R. and Rosenwinkel, H. (2003). Efficiency of the activated sludge model No. 3 for German wastewater on six different WWTPs. *Water Science and Technology*, Vol. 47, No.11, pp.211-218.
88. Xu S. and Hultman B. (1996) Experiences in wastewater characterisation and model calibration for the activated sludge process. *Water Science and Technology*, Vol. 33, No. 12, pp. 89-98.
89. Zhang, D., Li, Z., Lu, P., Zhang, T. y Xu, D. (2006). A method characterizing the complete settling process of activated sludge. *Water Research*, Vol. 40, pp. 2637-2644.

ANEXO 1. Notación matricial del modelo ASM1

En la siguiente página se presenta la notación matricial del modelo ASM1 (Henze et al., 1987). Las columnas representan los componentes del modelo, los renglones distinguen los procesos y la tasa de reacción para cada componente es obtenida por la suma de su respectiva columna.

El *Task Group* prefirió usar la DQO para la modelación por las siguientes razones (Henze et al., 1987, 1987a):

- La DQO provee una liga entre el equivalente de electrones del substrato orgánico, la biomasa y el oxígeno utilizado.
- Su uso simplifica la determinación de los coeficientes estequiométricos y reduce el número de factores de conversión.
- El balance de masa puede ser analizada para correcciones continuamente.
- El cálculo de oxígeno requerido se puede hacer con un simple balance de DQO.

Procesos cinéticos y estequiometría para la oxidación del carbón, nitrificación y desnitrificación.
Fuente: Henze, et. al. 1987

Componente		i	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	Velocidad del proceso, r_j [ML ⁻³ T ⁻¹]	
j	Proceso		S _i	S _s	X _i	X _s	X _{B,H}	X _{B,A}	X _p	S _o	S _{NO}	S _{NH}	S _{ND}	X _{ND}	S _{ALK}		
1	Crecimiento aerobio de heterótrofos			-1/Y _H			1			-(1-Y _H /Y _H)		-i _{XB}			-i _{XB} /14	$\mu_H (S_S/K_S + S_S) (S_O/K_{OH} + S_O) X_{B,H}$	
2	Crecimiento anóxico de heterótrofos			-1/Y _H			1				-(1-Y _H /2.86Y _H)	-i _{XB}			$\frac{1-Y_H}{14-2.86Y_H} - i_{XB}/14$	$\mu_H (S_S/K_S + S_S) (K_{OH}/K_{OH} + S_O) * (S_{NO}/K_{NO} + S_{NO}) i_g X_{B,H}$	
3	Crecimiento aerobio de autótrofos							1		-(4.57-Y _A /Y _A)	1/Y _A	-i _{XB} -1/Y _A				$\mu_A (S_{NH}/K_{NH} + S_{NH}) (S_O/K_{OA} + S_O) X_{B,A}$	
4	Decaimiento de heterótrofos					1-f _p	-1		f _p					i _{XB} -f _p i _{XP}		b _H X _{B,H}	
5	Decaimiento de autótrofos					1-f _p		-1	f _p					i _{XB} -f _p i _{XP}		b _H X _{B,A}	
6	Amonificación de nitrógeno orgánico soluble											1	-1		1/14	k _a S _{ND} X _{B,H}	
7	Hidrólisis de orgánicos atrapados			1		-1										$k_h \frac{X_S/X_{B,H}}{K_X + (X_S/X_{B,H})} (S_O/K_{OH} + S_O) * i_h (K_{OH}/K_{OH} + S_O) (S_{NO}/K_{NO} + S_{NO}) X_{B,H}$	
8	Hidrólisis de nitrógeno orgánico atrapado												1	-1		$r_7 (X_{ND}/X_S)$	
Tasas de conversión observadas [ML ⁻³ T ⁻¹]		$r_i = \sum_j v_{ij} r_j$															
Parámetros estequiométricos: Rendimiento heterotrófico, Y _H . Rendimiento autotrófico, Y _A . Fracción de biomasa extraída de productos inertes, f _p . Masa N / Masa DQO en la biomasa: i _{XB} . Masa N / Masa DQO en productos inertes: i _{XP}		Materia orgánica soluble inerte (mg DQO/L)	Substrato fácilmente biodegradable (mg DQO/L)	Materia orgánica particulada inerte (mg DQO/L)	Substrato lentamente biodegradable (mg DQO/L)	Biomasa heterotrófica activa (mg DQO/L)	Biomasa autotrófica activa (mg DQO/L)	Producto particulado derivado del decaimiento de la biomasa (mg DQO/L)	Oxígeno (DQO)	Nitrógeno de nitrato y nitrito (gN/l)	Nitrógeno de NH ₄ ⁺ + NH ₃ (gN/L)	Nitrógeno orgánico soluble biodegradable (gN/L)	Nitrógeno orgánico particulado biodegradable (gN/L)	Alcalinidad (unidades molares)	Parámetros cinéticos: Crecimiento y decaimiento heterotrófico: $\mu_H, K_S, K_{O,H}, K_{NO}, b_H$ Crecimiento y decaimiento autotrófico: $\mu_A, K_{NH}, K_{OA}, b_A$ Factor de corrección para crecimiento anóxico de heterótrofos: i_g Hidrólisis: k_h, K_X Factor de corrección para hidrólisis anóxica: i_h		

ASM1 (Símbolos)

Parámetros estequiométricos:

Y_H : Rendimiento heterotrófico	(-)
Y_A : Rendimiento autotrófico	(-)
f_P : Fracción de biomasa extraída de productos inertes	(-)
I_{XB} : Fracción de Nitrógeno en biomasa	(kg N/kg DQO)
i_{XP} : Fracción de Nitrógeno en productos inertes	(kg N/kg DQO)

Parámetros cinéticos:

μ_H : Tasa constante de crecimiento heterotrófico	(d ⁻¹)
b_H : Tasa constante de decaimiento heterotrófico	(d ⁻¹)
K_S : Constante de afinidad para S_S	(Kg/m ³)
K_{OH} : Constante de afinidad heterotrófica para S_O	(Kg/m ³)
K_{NH} : Constante de afinidad heterotrófica para S_{NH}	(Kg/m ³)
K_{ALKH} : Constante de afinidad heterotrófica para S_{ALK}	(mol/m ³)
η_g : Factor de corrección para crecimiento anóxico	(-)
μ_A : Tasa constante de crecimiento autotrófico	(d ⁻¹)
b_A : Tasa constante de decaimiento autotrófico	(d ⁻¹)
K_{OA} : Constante de afinidad autotrófica para S_O	(Kg/m ³)
K_{NHA} : Constante de afinidad autotrófica para S_{NH}	(Kg/m ³)
K_{NO} : Constante de afinidad para S_{NO}	(Kg/m ³)
K_{ALKA} : Constante de afinidad autotrófica para S_{ALK}	(mol/m ³)
k_h : Tasa de hidrólisis	(d ⁻¹)
K_X : Constante de afinidad para hidrólisis	(Kg/m ³)
k_a : Tasa de amonificación	(d ⁻¹)
η_h : Factor de corrección para hidrólisis anóxica	(-)

Componentes:

S_S : DQO fácilmente biodegradable	(Kg/m ³)
S_I : DQO inerte soluble	(Kg/m ³)
S_{NH} : Amoníaco y amonio	(Kg N/m ³)
S_{NO} : Nitratos y nitritos	(Kg N/m ³)
S_{ND} : Nitrógeno orgánico soluble biodegradable	(Kg N/m ³)
S_{ALK} : Alcalinidad	(mol/m ³)
S_O : Oxígeno disuelto	(Kg/m ³)
X_{BH} : Biomasa heterotrófica activa	(Kg/m ³)
X_{BA} : Biomasa autotrófica activa	(Kg/m ³)
X_S : DQO lentamente biodegradable	(Kg/m ³)
X_I : DQO inerte en suspensión	(Kg/m ³)
X_{ND} : Nitrógeno orgánico biodegradable en suspensión	(Kg N/m ³)
X_P : DQO en suspensión derivado del decaimiento	(Kg/m ³)

ANEXO 2. Anexo fotográfico del sistema de lodos activados, del programa de medición de flujos y del programa de muestreo en la PTAR “Dulces Nombres”

SISTEMA DE LODOS ACTIVADOS



Caja repartidora de influente a reactores (CR₂)



Otra vista de CR₂, al fondo el sistema de reactores biológicos



Sistema de reactores biológicos (tren de 5 reactores R₁ a R₅)



Vista de la plataforma de concreto que cubre al tren de reactores



Sistema de clarificadores secundarios (6 unidades CS₁ a CS₆)



Otra toma de los CS, al fondo la plataforma de los reactores



Caja repartidora de efluente de reactores (CR₃) a CS₁₋₆



Otra toma de CR₃, se observa la tubería independiente del R₅



Estación de bombeo de lodos (EBL). Purga y recirculación



Otra toma de la EBL ubicada a un costado del CS₂



Vista de la recirculación independiente del CS₂

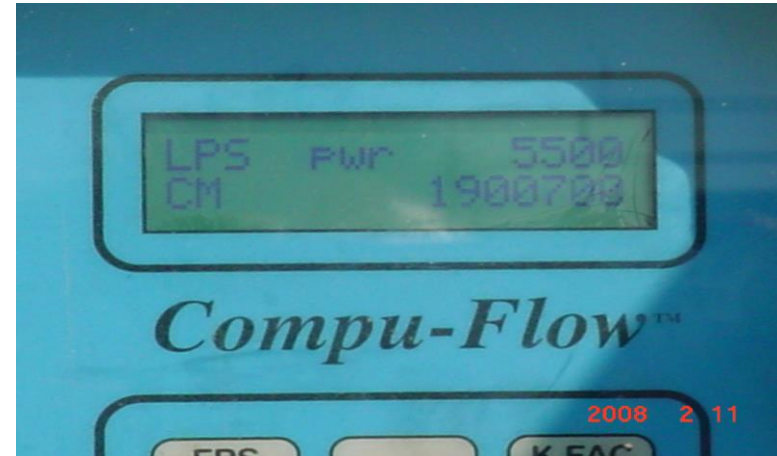


Estación de recirculación de lodos (ERL). Se observa tubería de llegada independiente de la recirculación del CS₂

PROGRAMA DE MEDICIÓN DE FLUJOS



Punto de medición de influente crudo (Q_3). Medición tipo doppler.



Dato medido en Q_3 . En este punto se midió Q en tubo de 102"



Flujómetro tipo doppler. Medición lodos primarios (Q_5). Tubo de 8".



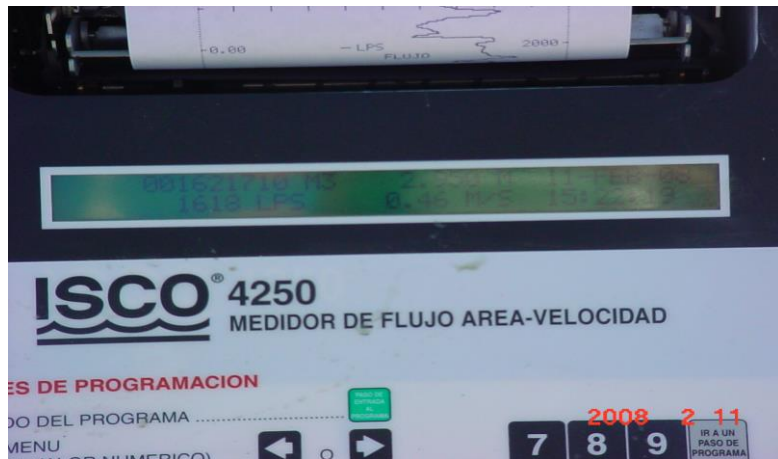
Medidor área-velocidad en efluente de R_1 (Q_{15a}). Flujo en canal.



Medidor ultrasónico en efluente de $R_1 + R_2$ (Q_{15b}). Flujo en canal.



Medidor área-velocidad en efluente de R_4 (Q_{15c}). Flujo en canal.



Medición del gasto en canal de descarga de uno de los reactores



Al fondo sensor de velocidad en efluente de R_1 y en primera instancia sonda ultrasónica en efluente de R_2 .



Flujómetro tipo doppler. Purga de lodos CS₂ (Q₁₄-WAS1). Tubo 8".



Medidor doppler en retorno de lodos del CS₂ (Q₁₃). Tubo 24"



Medición de retorno y purga de lodos de R₁₋₄ (Q₂₂ y Q₂₃)



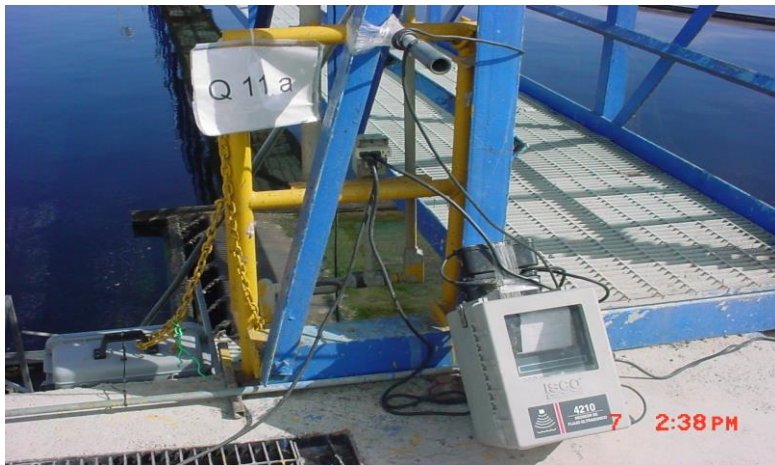
Medidor de efluente de CS₂ (agua de venta). Tubería 24" (Q₁₁)



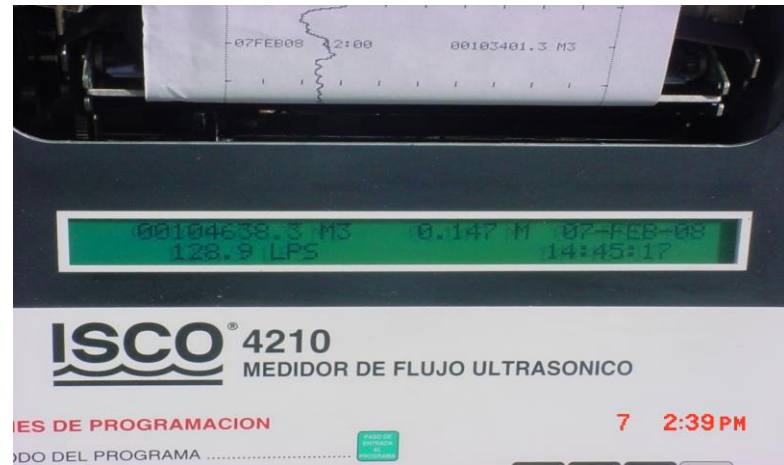
Medidor área-velocidad (efluente agricultura, Q₁₇). Flujo en canal.



Canal de descarga de efluente hacia agricultura



Medidor ultrasónico en vertedor de CS₂ (Q_{11A})



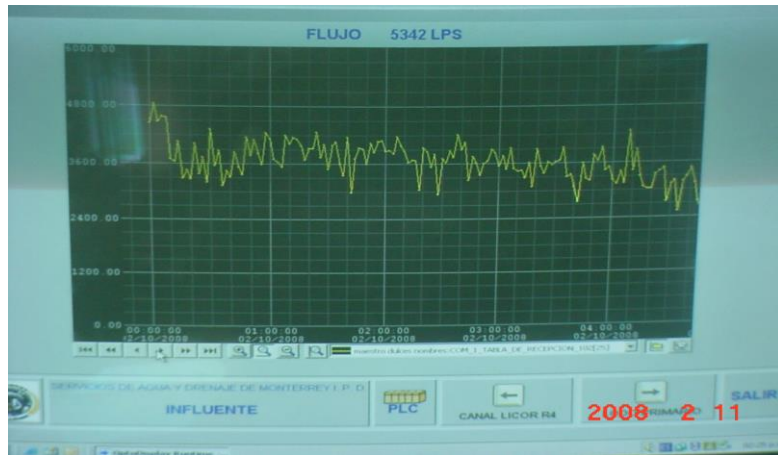
Medición del gasto en canal vertedor de CS₂



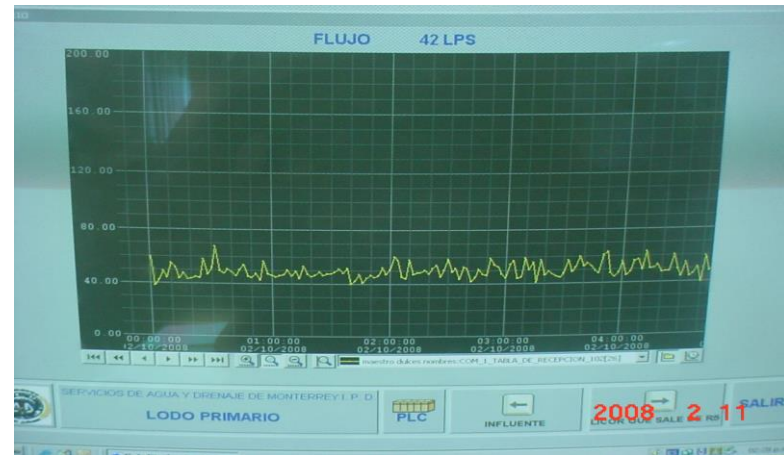
Medidores ultrasónicos en vertedor de CS₂ (Q_{11A} y Q_{11B})



Medición de Q₂₀ (by-pass CP₄) con trazador. Tubo 24"



Sistema maestro digital de captura de datos (Q₃, influente crudo)



Sistema maestro digital de captura de datos (Q₅, lodo primario)

PROGRAMA DE MUESTREO



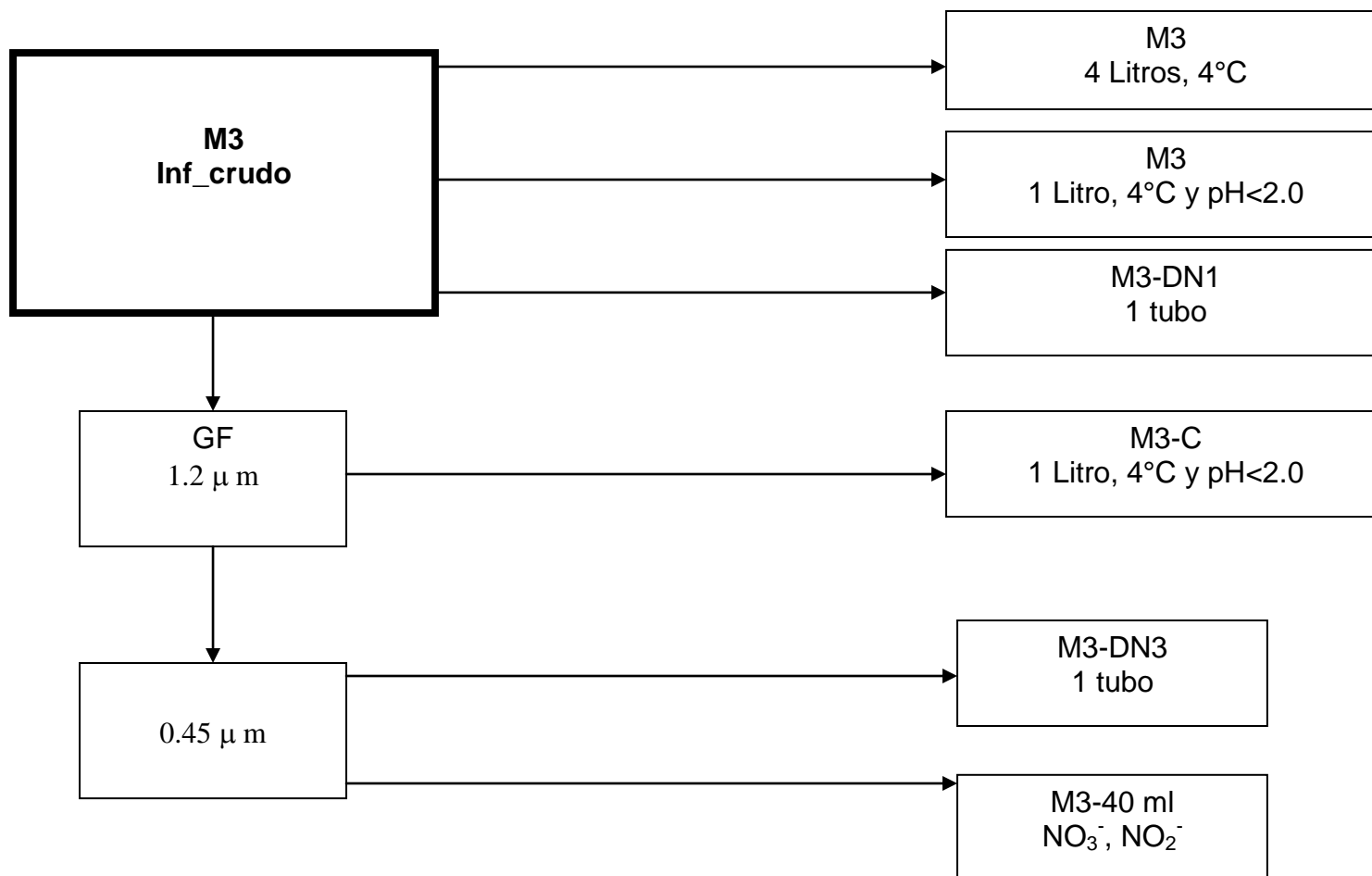
Muestreadores automáticos en influente a reactores, (6), en efluente de CS_2 (10) y en efluente de $CS_{1,3,4,5,6}$ (16 marcado como #17)



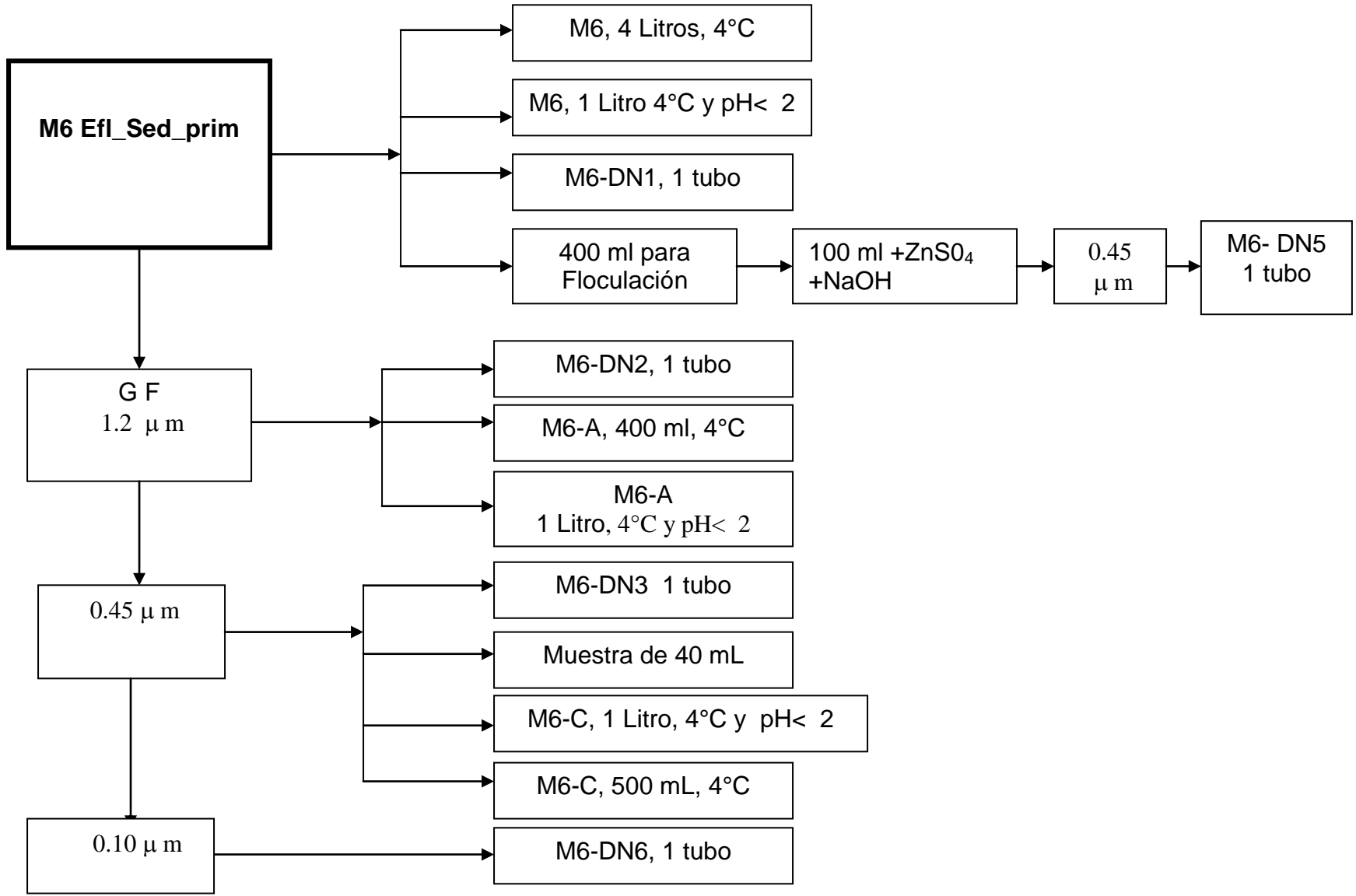
Detalles del muestreador automático utilizado en la campaña intensiva de muestreo y análisis

ANEXO 3. Ejemplos de protocolos de preparación de muestras

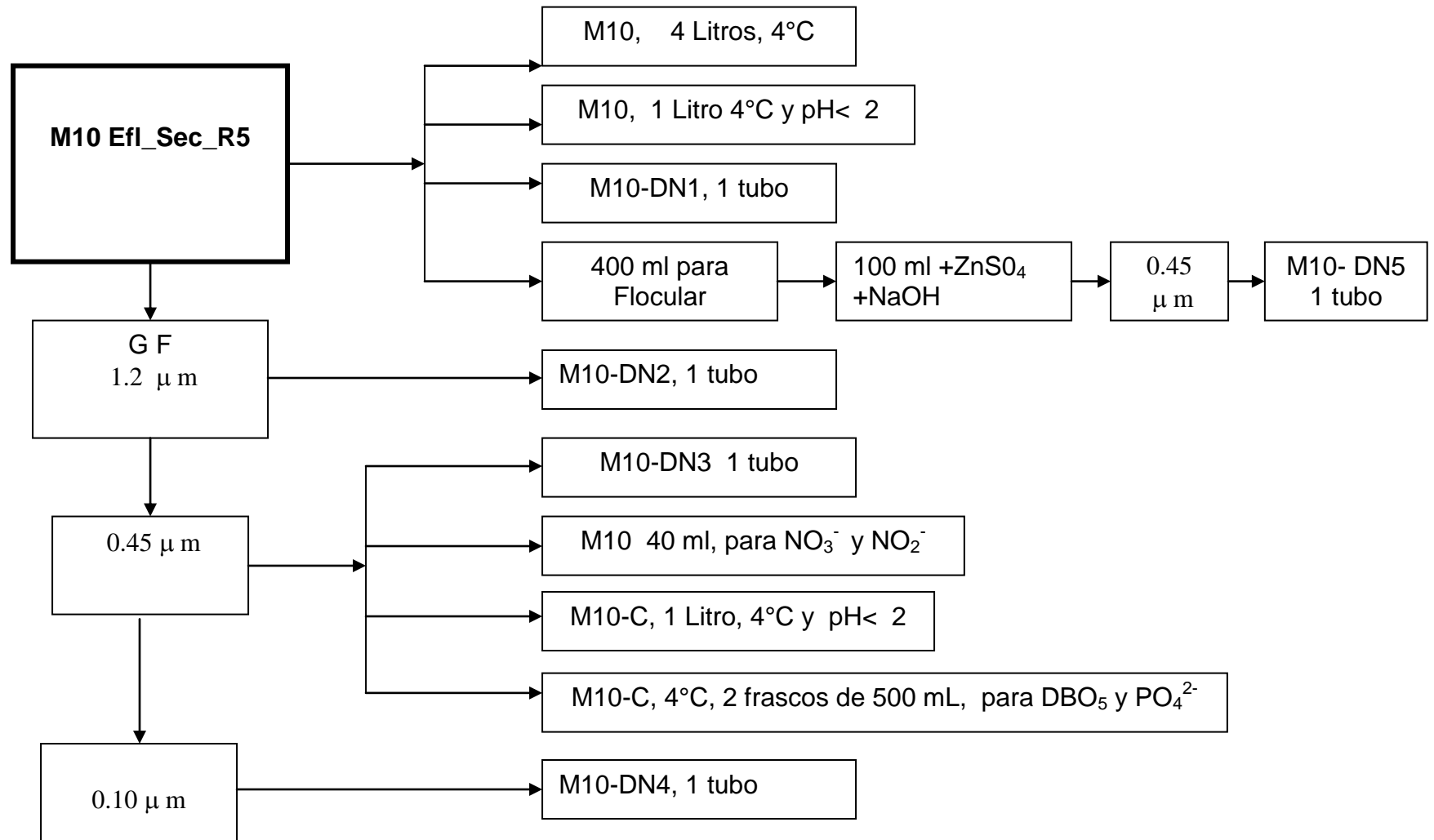
M3 INFLUENTE CRUDO



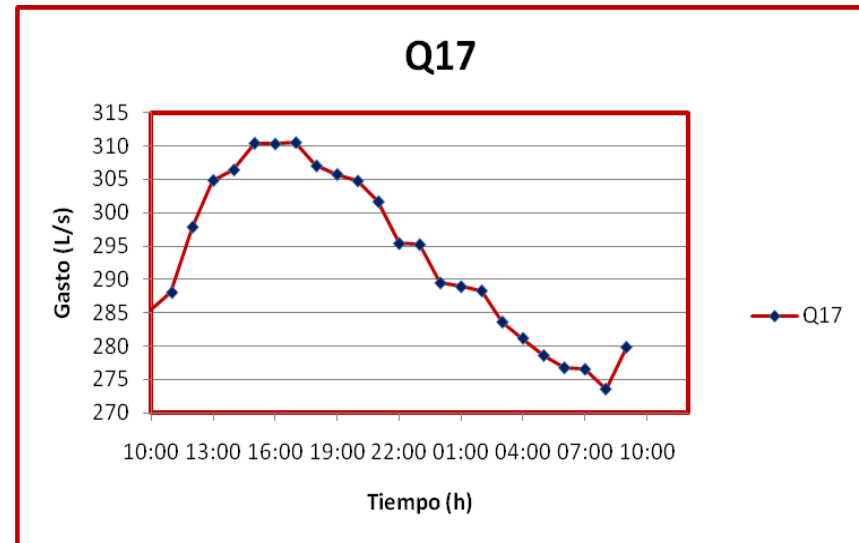
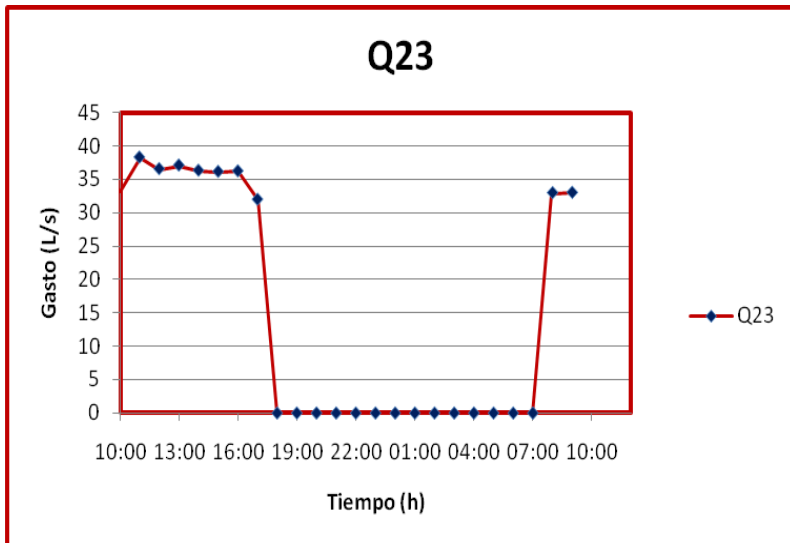
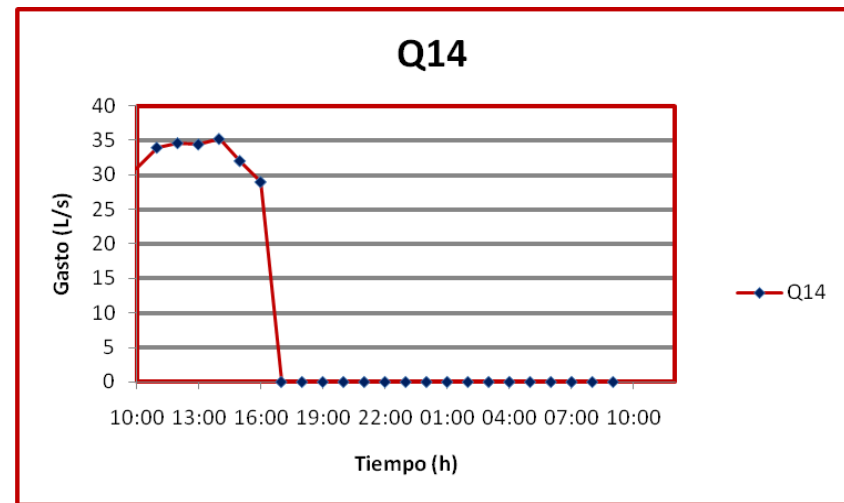
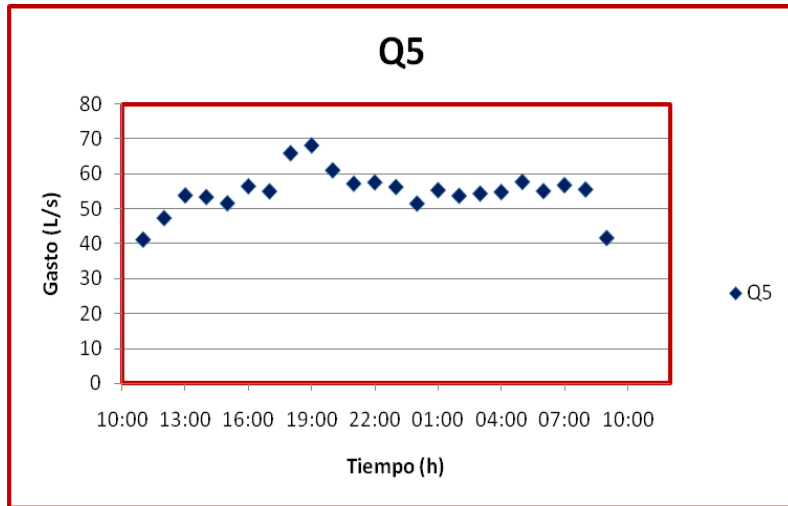
M6 EFLUENTE SED. PRIMARIO

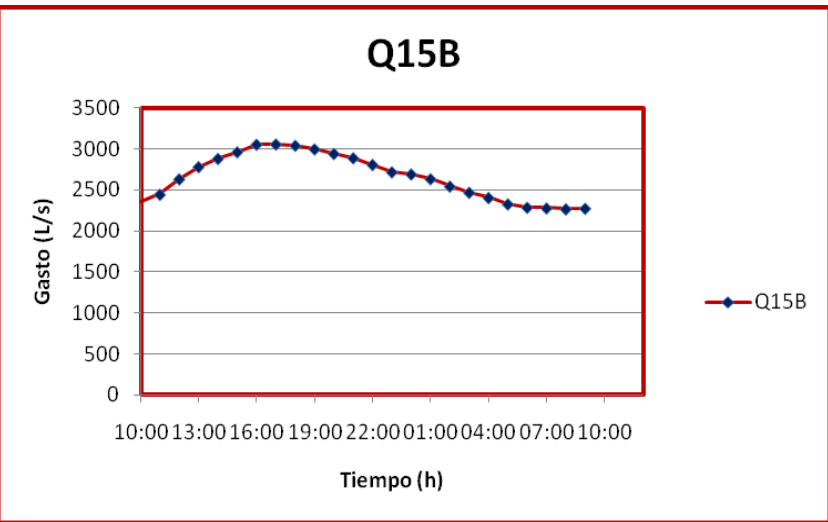
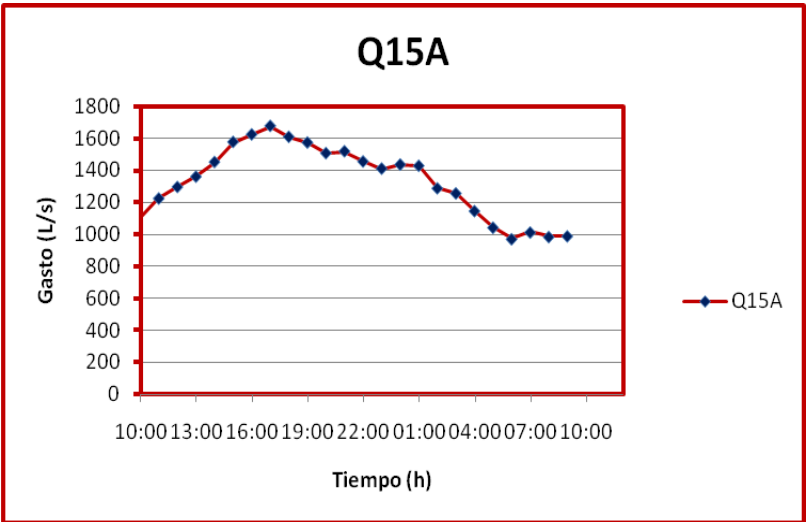
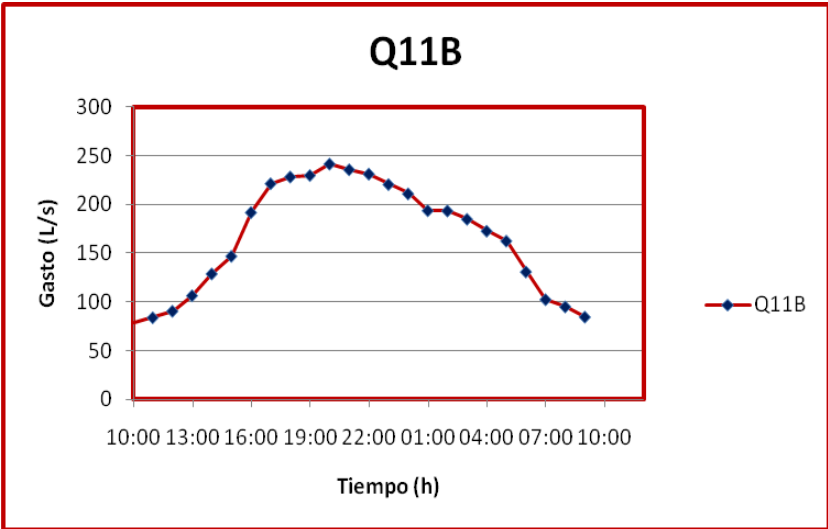
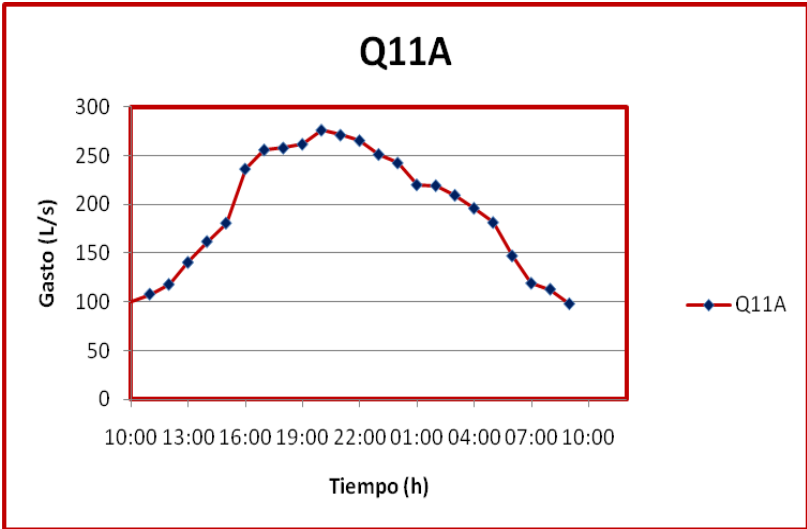


M10 EFLUENTE SEC. R5



ANEXO 4. Perfil de promedios diarios de flujos durante primera campaña





ANEXO 5. Características fisicoquímicas y biológicas de la calidad del agua (muestras compuestas y diurnas, con base en figura 5.3).

PRIMERA CAMPAÑA INTENSIVA DE MUESTREO Y ANÁLISIS (MUESTRAS COMPUESTAS)							
MUESTRA	MAR	MIER	JUE	VIER	SÁB	DOM	LUN
	05/02	06/02	07/02	08/02	09/02	10/02	11/02
Punto 3: Influyente después del desarenador (en g/m³). Muestra tomada en caja repartidora a clarificadores primarios							
SST (1.2 µm)	500		480		490		533
SSV	320		460		370		383
DQO _{TOTAL}	935		856		964		990
DQO _{SOL} (0.45 µm)	213		235		239		258
DBO ₅	498		552		530		NA
NTK _{TOTAL}	62.8		38.2		37.6		67.2
N-NH ₃ (0.45 µm)	34.9		37.2		36.6		36.5
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm)	0.3		0.2		0.3		2.3
P _{TOTAL}	15.9		18.6		17.86		NA
Alcalinidad como CaCO ₃	420		414		420		417
pH	7.36		7.34		7.43		7.43
S _s	45	48.72	50.15	55.42	37.10	44.00	55.56
Punto 5: Lodo primario (en g/m³). Muestra tomada en cárcamo de bombeo de lodos primarios							
SST (1.2 µm)	36100		34600		37300		
P _{TOTAL} (mg/L)	397		488		404		
Punto 6: Efluente de sedimentación primaria (en g/m³). Muestra tomada en caja repartidora a reactores							
SST (1.2 µm)	125	128	115	102	106	92	86
SSV	82	84	85	86	83	82	76
DQO _{TOTAL}	515	505	480	541	455	460	489
DQO _{SOL} (1.2 µm)	259	SM	286	301	288	277	319
DQO _{FLOC} (0.45 µm)	207	195	196	222	207	198	200
DQO _{SOL} (0.45 µm)	237	SM	252	263	255	247	254
DQO _{SOL} (0.1 µm)	233	253	230	243	246	225	257
DBO ₅	NA	301	NA	284	NA	358	NA
DBO ₅ (0.45 µm)	NA	NA	127.5	NA	131.1	NA	NA
NTK _{TOTAL}	53.2	52.3	51.2	37.87	50.1	58.8	49.7
NTK _{SOL} (1.2 µm)	45.8	41.5	41	38.4	40.78	50.6	33.2
NTK _{SOL} (0.45 µm)	41.9	40.8	38.5	37.2	37.6	47.1	45.5
N-NH ₃ (0.45 µm)	37.2	40.8	38.5	36.03	36.5	41.7	40.2
N-NO ₂ ⁻ (0.45 µm)	NA	NS	0.006	NS	0.009	NS	NA
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm)	0.6	NS	0.2	NS	0.4	NS	2.6
P _{TOTAL}	11.5	10.9	12	12.05	12.4	11.69	11.2
P _{SOL} (1.2 µm)	8.6	8.7	10.4	10.4	10.03	9.62	NA
P _{SOL} (0.45 µm)	8.79	NA	9.38	NA	9.65	NA	8.96
Alcalinidad como CaCO ₃	404	403	398	393	394	405	396
pH	7.39	7.415	7.45	7.485	7.5	7.505	7.56
S _s	37.90	31.01	33.69	34.90	33.58	27.43	39.50

N.A: No analizada

N.S: Análisis no solicitado

PRIMERA CAMPAÑA INTENSIVA DE MUESTREO Y ANÁLISIS (CONT)							
MUESTRA	MAR	MIER	JUE	VIER	SAB	DOM	LUN
	05/02	06/02	07/02	08/02	09/02	10/02	11/02
Punto 9: Efluente de reactor 5 (en g/m³). Muestra tomada en caja repartidora a clarificador secundario 2							
SST (1.2 µm)	NA	4300	4267	4167	3933	4167	4100
SSV	3300	3333	3133	3067	2933	3333	3250
DQO _{TOTAL}	5600	5488	5320	5312	4576	4816	4504
DQO _{SOL} (0.45 µm)	30	29	32	27	36	30	18
NTK _{TOTAL}	12.2	13.9	9.1	20.16	3.86	172	244
NTK _{SOL} (0.45 µm)	1.96	2.4	1.62	1.96	5	2.83	5.68
N-NH ₃ (0.45 µm)	1.96	<0.2	1.624	1.736	4.89	2.83	4.34
N-NO ₂ ⁻ (0.45 µm)	NA	0.02	0.005	0.043	0.054	0.05	0.1
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm)	NA	8.9	11.6	11.6	5.4	13.7	9.2
P _{TOTAL}	91.5	94.1	120	138	110	146	115
Alcalinidad como CaCO ₃	533	387	460	480	516	468	433
p H	7.17	7.06	7.18	NA	NA	7.19	7.14
Punto 15: Efluente de reactor 1_4 (en g/m³). Muestra tomada en caja repartidora a Clarificador Secundario 1							
SST (1.2 µm)	4367	3733	4100	4100	5000	4700	4225
SSV	3333	3000	3000	3067	3667	3767	3300
DQO _{TOTAL}	5416	5056	5144	5288	5808	5408	5120
DQO _{SOL} (0.45 µm)	39	37	30	35	37	25	17
NTK _{TOTAL}	22.4	2	142	20.72	106.8	83	32.5
NTK _{SOL} (0.45 µm)	10.2	2.8	3.16	4.2	1.092	1.32	3.22
N-NH ₃ (0.45 µm)	10.02	2.83	3.16	4.2	1.092	1.316	3.22
N-NO ₂ ⁻ (0.45 µm)	NA	0.025	0.004	0.084	0.7	0.052	0.105
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm)	NA	5.9	5.2	7.7	4.7	11.4	8.3
P _{TOTAL}	91.9	111	110	135	139	140	128
Alcalinidad como CaCO ₃	553	485	483	482	585	489	450
p H	7.11	7.03	7.1	NA	NA	7.19	7.16
Punto 13: RASR5: Recirculación R5 (en g/m³). Muestra tomada en estación de recirculación de lodos, R5							
SST (1.2 µm) (mg/L)	8167	7867	7633	7733	8333	7367	7433
SSV (mg/L)	6100	5967	5667	5800	6467	5767	5833
DQO _{TOTAL} (mg/L)	9790	NS	9380	NS	9200	NS	8830
DQO _{SOL} (0.45 µm) (mg/L)	38	NS	28	NS	39	NS	41
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm) (mg/L)	NA	0.7	3.4	2.7	0.5	5.5	1.95
P _{TOTAL} (mg/L)	119	115	231	213	179	196	206

N.A: No analizada

N.S: Análisis no solicitado

PRIMERA CAMPAÑA INTENSIVA DE MUESTREO Y ANÁLISIS (CONT)							
MUESTRA	MAR	MIER	JUE	VIER	SAB	DOM	LUN
	05/02	06/02	07/02	08/02	09/02	10/02	11/02
Punto 22: RASR1_4: Recirculación R1_4 (en g/m³). Muestra tomada en estación de recirculación de lodos, R1							
SST (1.2 µm)	6933	7467	7800	7567	7133	7900	8000
SSV	5233	5667	6067	5633	5533	6133	6200
DQO _{TOTAL}	8420	NS	9790	NS	8410	NS	9080
DQO _{SOL} (0.45 µm)	48	NS	35	NS	44	NS	47
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm)	NA	0.6	0.6	NA	0.1	4	3.3
P _{TOTAL}	115	113	199	196	215	243	222
Punto 10: Efluente de Clarificador Secundario 2 (en g/m³). Muestra tomada en canal de Clarificador Secundario 2							
SST (1.2 µm)	19.6	9	8.75	25.3	13	14	12.34
SSV	10	7.5	7.7	21.3	10	12.67	10
DQO _{TOTAL}	39	37	36	49	64	47	28
DQO _{SOL} (1.2 µm)	29	36	34	28	32	32	21
DQO _{FLOC} (0.45 µm)	25	29	20	30	23	27	13
DQO _{SOL} (0.45 µm)	30	31	29	30	30	30	16
DQO _{SOL} (0.1 µm)	35	36	40	38	35	37	24
DBO ₅	13.54	NA	11.13	NA	29.7	NA	439
DBO ₅ (0.45 µm)	7.44	NA	5.64	NA	6.27	NA	416
NTK _{TOTAL}	2.1	1.82	<0.2	<0.2	4.51	3.27	3.39
NTK _{SOL} (0.45 µm)	1.4	1.74	0.327	1.18	4.62	1.75	3.83
N-NH ₃ (0.45 µm)	0.252	0.504	0.327	0.392	4.62	1.75	3.05
N-NO ₂ ⁻ (0.45 µm)	0.19	NS	0.25	NS	0.37	NS	0.274
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm)	3.5	8.2	14.5	12.9	5	9.6	12.1
P _{TOTAL}	7.91	7.88	8.61	10	9.21	8.72	8.26
Alcalinidad como CaCO ₃	160	164	160	165	210	174	180
p H	7.52	7.42	7.58	NA	7.63	7.6	7.6
Punto 16: Efluente de Clarificadores Secundarios 1,3,4,5,6 (en g/m³). Muestra tomada en cárcamo de descarga sin cloro							
SST (1.2 µm)	153	31	27.5	22	27	14	25
SSV	126.7	28	22.5	13	26	15	24
DQO _{TOTAL}	53	55	62	62	56	45	51
DQO _{SOL} (1.2 µm)	40	43	32	35	31	28	18
DQO _{FLOC} (0.45 µm)	43	23	28	35	27	27	15
DQO _{SOL} (0.45 µm)	37	37	35	35	32	33	19
DQO _{SOL} (0.1 µm)	34	42	30	41	32	36	21
DBO ₅	21	NA	28.9	NA	47.5	NA	438
DBO ₅ (0.45 µm)	6.36	NA	5.01	NA	4.92	NA	400
NTK _{TOTAL}	17.5	2.97	<0.2	6.72	3.05	0.924	3.61
NTK _{SOL} (0.45 µm)	8.91	2.3	1.07	3.45	3.22	0.392	3.08
N-NH ₃ (0.45 µm)	8.91	2.3	1.073	3.08	3.22	<0.2	1.624
N-NO ₂ ⁻ (0.45 µm)	0.27	NS	0.22	NS	0.2	NS	0.19
N-NO ₃ ⁻ (0.45 µm)	1.4	8	8.2	12	7.2	7.4	11.5
P _{TOTAL}	11.1	5.86	7.6	10.3	8.82	9.295	9.43
P _{SOL} (0.45 µm)	8.84	NA	7.66	NA	8.28	NA	9.14
Alcalinidad como CaCO ₃	244	195	195	207	215	174	182
p H	7.57	7.475	7.6	NA	7.72	7.67	7.63

N.A: No analizada

N.S: Análisis no solicitado

SEGUNDA CAMPAÑA INTENSIVA DE MUESTREO Y ANÁLISIS (MUESTRAS DIURNAS)						
PRIMER DÍA: 12/02/08						
PARÁMETROS	SST (1.2 µm) (g/m³)	SSV (g/m³)	N-NH₃ (0.45 µm) (g/m³)	NTK_{TOTAL} (g/m³)	DQO_{TOTAL} (g/m³)	DQO_{SOL} (0.45 µm) (g/m³)
Punto 6: Efluente de sedimentación primaria (Muestra tomada en caja repartidora a reactores)						
8:00 AM	78	52	36	47.3	399	246
9:00 AM	96	78	NA	NA	466	273
10:00 AM	80	60	45.3	58.2	466	288
11:00 AM	92.5	70	44.3	57.2	503	298
12:00 PM	97.5	70	39.7	52.4	524	646
13:00 PM	112.5	77.5	35.6	48.3	525	315
14:00 PM	120	82.5	32.8	45.7	566	291
15:00 PM	110	85	31.5	44.6	531	320
16:00 PM	97.5	63.8	32.2	43.9	506	296
17:00 PM	95	75	31.6	43.4	462	280
18:00 PM	70	50	32.6	43.5	407	274
19:00 PM	57.5	35	30.9	41.5	384	254
SEGUNDO DÍA: 13/02/08						
8:00 AM	52.2	35	25.2	25.8	472	265
9:00 AM	58	42	33.2	44.4	414	242
10:00 AM	82.5	60	37.54	48.6	461	274
11:00 AM	87.5	62.5	72.4	83.6	513	313
12:00 PM	90	62.5	36.4	50	525	289
13:00 PM	100	70	37.33	43.5	510	296
14:00 PM	112	84	35.3	46.1	580	326
15:00 PM	100	60	34.5	46.8	538	312
16:00 PM	104	68	32.7	46.1	546	302
17:00 PM	78.8	60	35.6	46.8	499	298
18:00 PM	65	50	33.32	44.6	462	286
19:00 PM	47.5	32.5	32.9	43.7	420	274

SEGUNDA CAMPAÑA INTENSIVA DE MUESTREO Y ANÁLISIS (CONT)

PRIMER DÍA: 12/02/08

Punto 10: Efluente de Clarificador Secundario 2 (Muestra tomada en canal de Clarificador Secundario 2)

PARÁMETROS	SST (1.2 μm) (g/m³)	SSV (g/m³)	N-NH₃ (0.45 μm) (g/m³)	NTK_{TOTAL} (g/m³)	N-NO₃⁻ (g/m³)	DQO_{TOTAL} (g/m³)	DQO_{SOL} (0.45 μm) (g/m³)
8:00 AM	2.5	19	2.03	2.13	8.6	50	38
9:00 AM	<9	<9	0.84	2.63	10.95	33	42
10:00 AM	<9	<9	0.28	1.96	9.55	23	37
11:00 AM	<9	<9	<0.2	1.74	10.85	26	36
12:00 PM	<9	<9	0.28	1.98	10.9	30	20
13:00 PM	<9	<9	1.82	2.27	13.1	29	16
14:00 PM	<9	<9	2.46	3.8	10.3	29	29
15:00 PM	<9	<9	2.69	4.15	8.7	28	21
16:00 PM	<9	<9	1.568	1.57	10.8	27	34
17:00 PM	<9	<9	1.232	2.63	10.5	33	36
18:00 PM	<9	<9	0.84	0.84	10.2	28	30
19:00 PM	<9	<9	<0.2	1.23	8.6	27	30
SEGUNDO DÍA: 13/02/08							
8:00 AM	NA	NA	<0.2	0.28	8.15	26	36
9:00 AM	<9	<9	0.336	1.96	8.6	25	29
10:00 AM	<9	<9	0.28	0.504	9.6	20	33
11:00 AM	<9	<9	<0.2	1	9.9	21	31
12:00 PM	<9	<9	<0.2	<0.2	9.4	21	22
13:00 PM	<9	<9	0.336	0.56	10.6	20	26
14:00 PM	<9	<9	0.224	0.504	10.25	22	27
15:00 PM	<9	<9	0.392	0.392	12.65	17	15
16:00 PM	<9	<9	0.28	1.96	11.1	22	18
17:00 PM	<9	<9	0.224	1.9	13.1	22	18
18:00 PM	<9	<9	0.336	0.336	9.8	23	21
19:00 PM	<9	<9	0.392	0.392	13.9	22	22

SEGUNDA CAMPAÑA INTENSIVA DE MUESTREO Y ANALISIS (CONT)

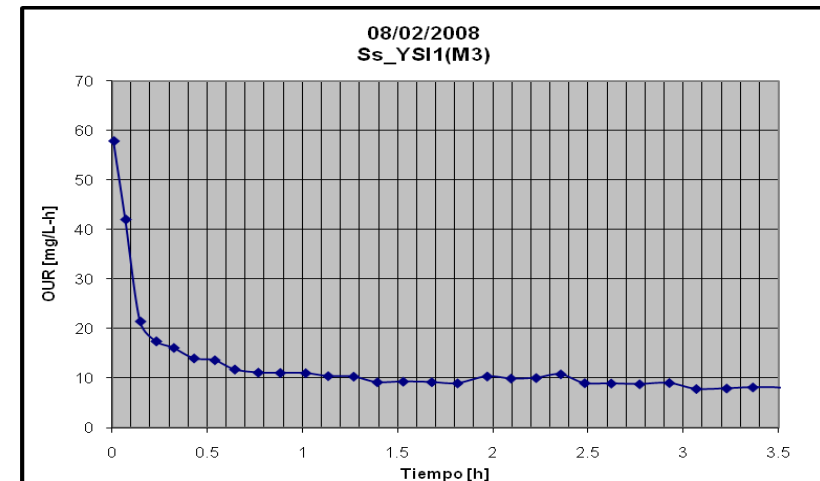
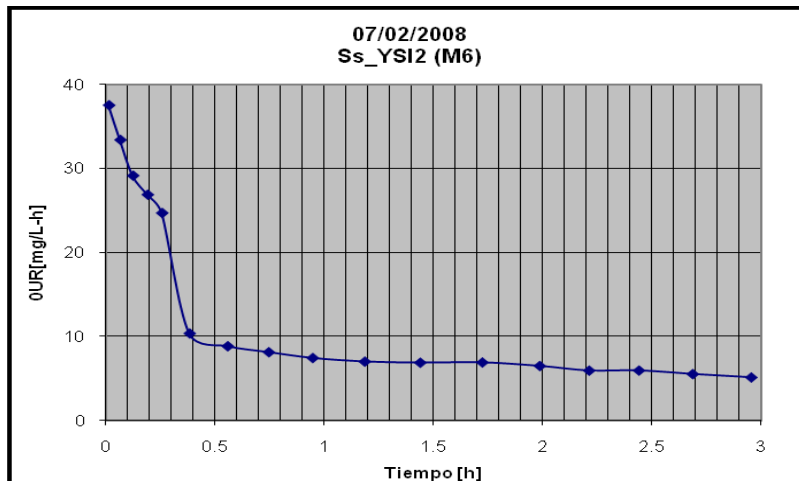
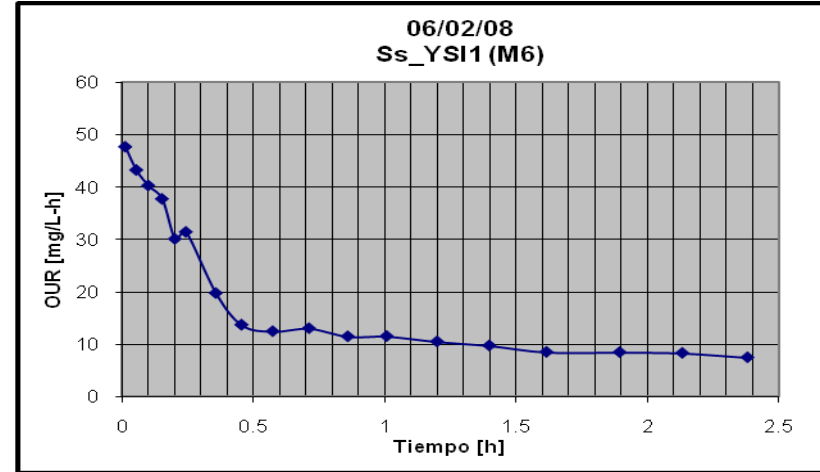
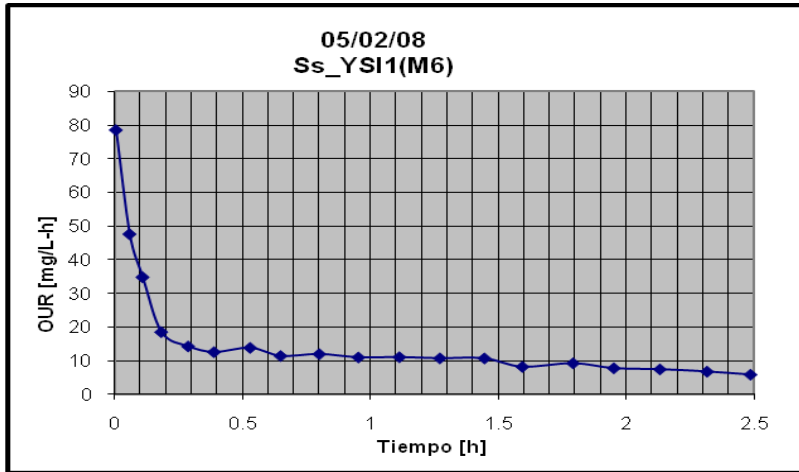
PRIMER DÍA: 12/02/08

Punto 16: Efluente de Clarificadores Secundarios 1,3,4,5,6 (Muestra tomada en cárcamo de descarga sin cloro)

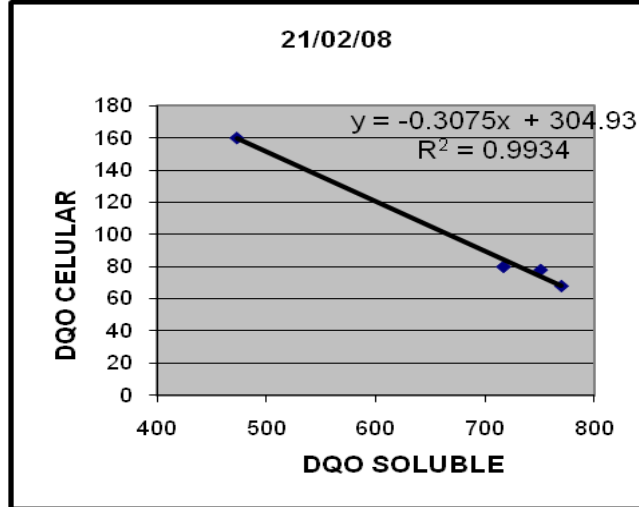
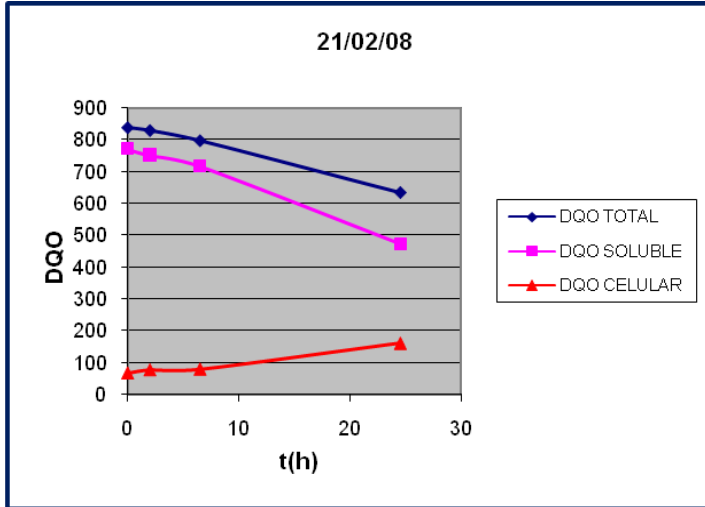
PARÁMETROS	SST (1.2 μm) (g/m³)	SSV (g/m³)	N-NH₃ (0.45 μm) (g/m³)	NTK_{TOTAL} (g/m³)	N-NO₃⁻ (g/m³)	DQO_{TOTAL} (g/m³)	DQO_{SOL} (0.45 μm) (g/m³)
8:00 AM	<9	<9	0.504	2.07	9.2	32	42
9:00 AM	12	9	0.56	1.51	11.9	38	38
10:00 AM	9.5	<9	0.392	1.79	11.5	30	35
11:00 AM	18	14.67	0.504	2.58	10.3	31	30
12:00 PM	17.3	14.7	0.504	0.896	12.5	43	17
13:00 PM	25	21	0.336	1.96	14.8	48	18
14:00 PM	37	30	1.064	4.03	12.45	58	30
15:00 PM	14.67	10.67	0.504	2.35	8.6	39	22
16:00 PM	14	12.67	<0.2	1.9	9.6	36	38
17:00 PM	13.5	<9	<0.2	<0.2	10.25	33	30
18:00 PM	11.5	<9	<0.2	1.79	8.7	31	26
19:00 PM	10.5	9	0.2	1.57	6.75	35	25
SEGUNDO DÍA: 13/02/08							
8:00 AM	<9	<9	0.336	0.336	13.8	37	30
9:00 AM	<9	<9	0.504	2.12	15.2	34	29
10:00 AM	<9	<9	NA	NA	11.1	35	24
11:00 AM	<9	<9	0.672	0.672	12.7	31	32
12:00 PM	12.5	9	0.56	0.56	17.6	32	24
13:00 PM	14	10.5	0.672	0.672	16.9	37	25
14:00 PM	13.33	<9	0.728	0.728	11.1	44	30
15:00 PM	10	<9	NA	NA	13.4	33	27
16:00 PM	<9	<9	0.672	0.672	10.6	35	20
17:00 PM	<9	<9	0.336	0.336	11.8	36	24
18:00 PM	<9	<9	0.336	1.96	11.1	28	25
19:00 PM	<9	<9	0.35	0.35	11	28	20

ANEXO 6. Resultados de S_s , Y_H , b_H y μ_H

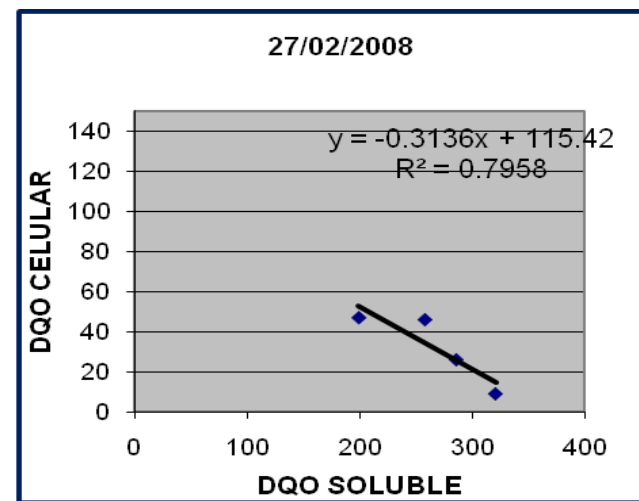
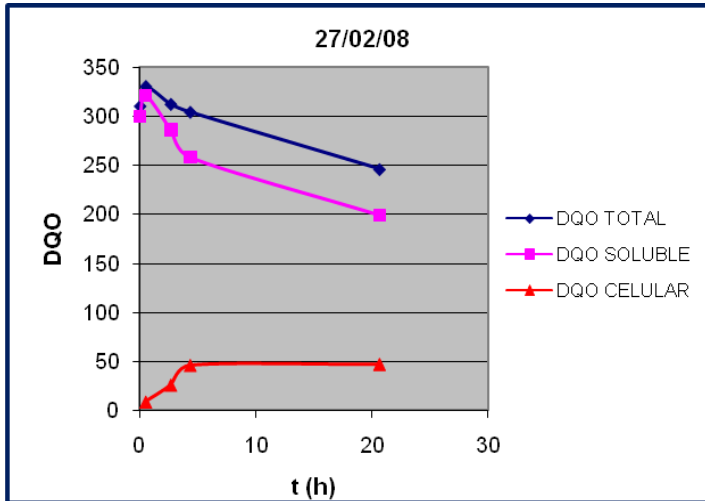
Respirogramas para la obtención de S_s



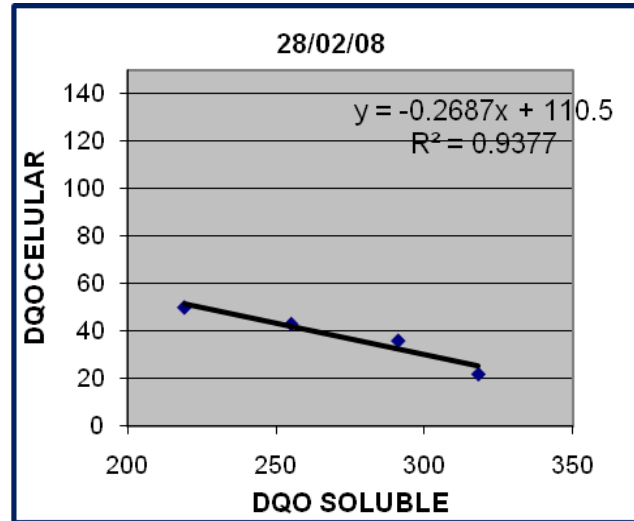
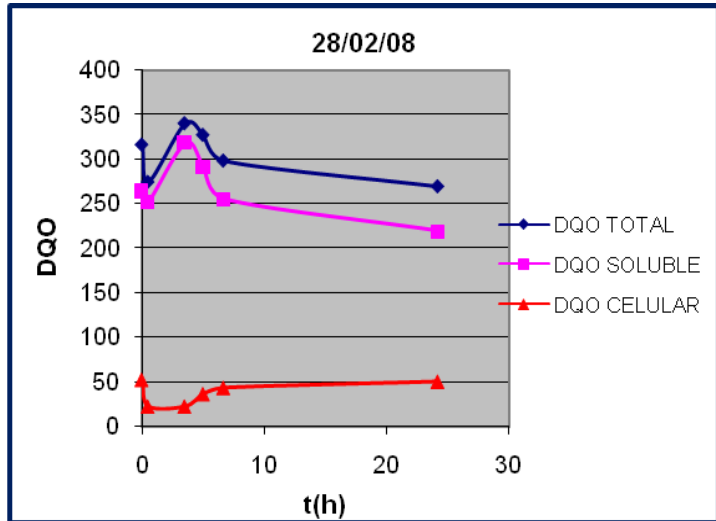
Coefficiente de rendimiento heterotrófico, Y_H



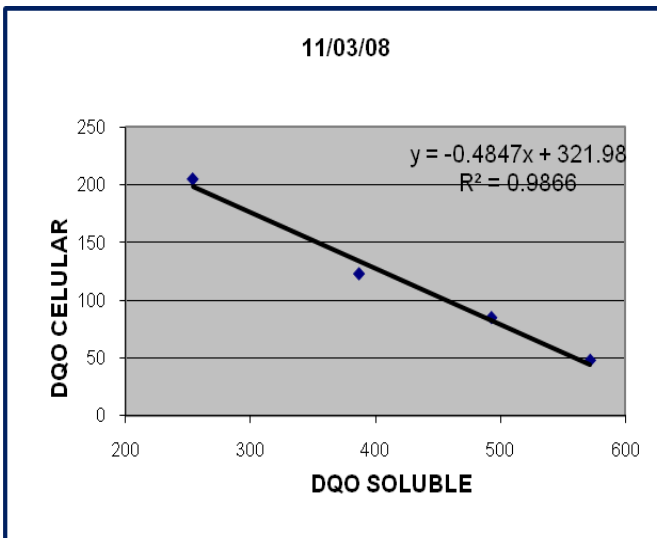
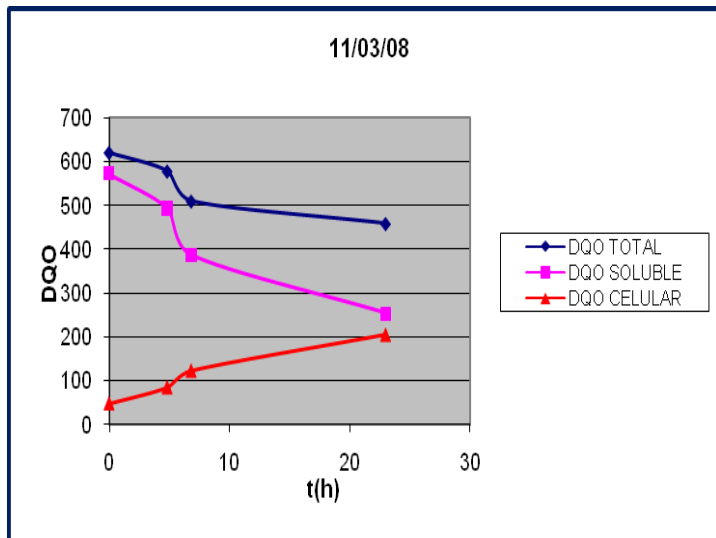
Tiempo	DQO _{tot}	DQO _{sol}	DQO _{cel}
Horas	g/m ³	g/m ³	g/m ³
0	838	770	68
2	829	751	78
6.5	797	717	80
24.5	633	473	160



Tiempo	DQO _{tot}	DQO _{sol}	DQO _{cel}
Horas	g/m ³	g/m ³	g/m ³
0	310	300	
0.5	330	321	9
2.66	312	286	26
4.33	304	258	46
20.66	246	199	47

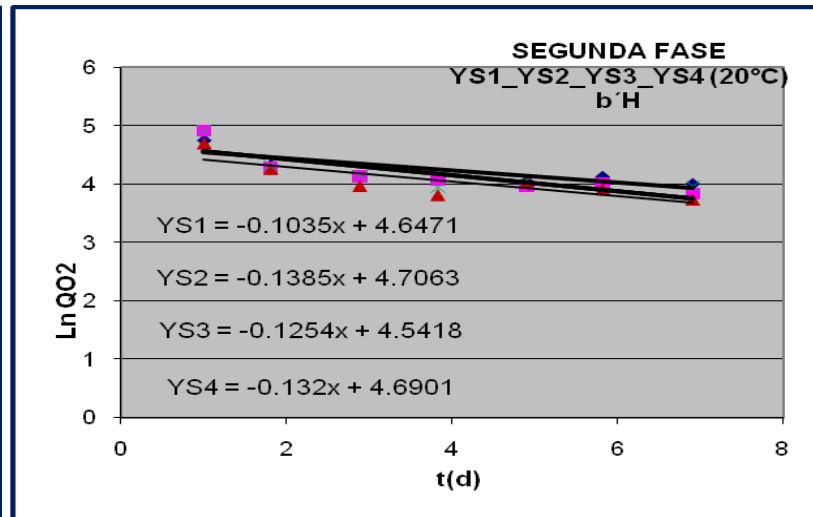
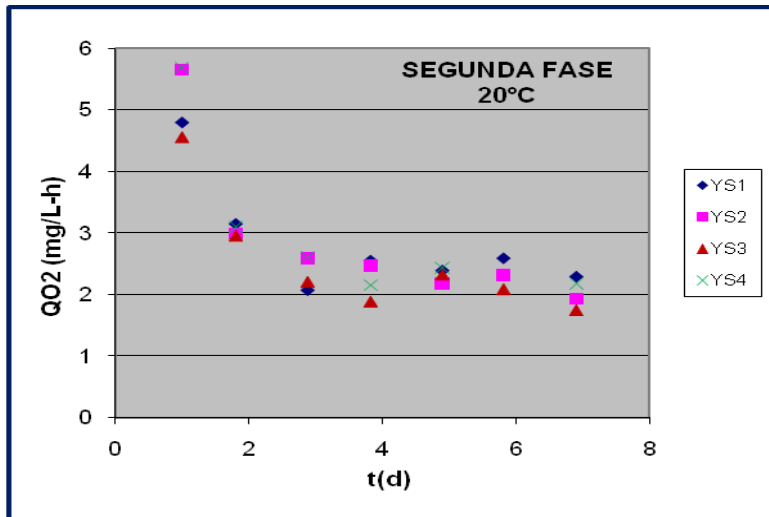
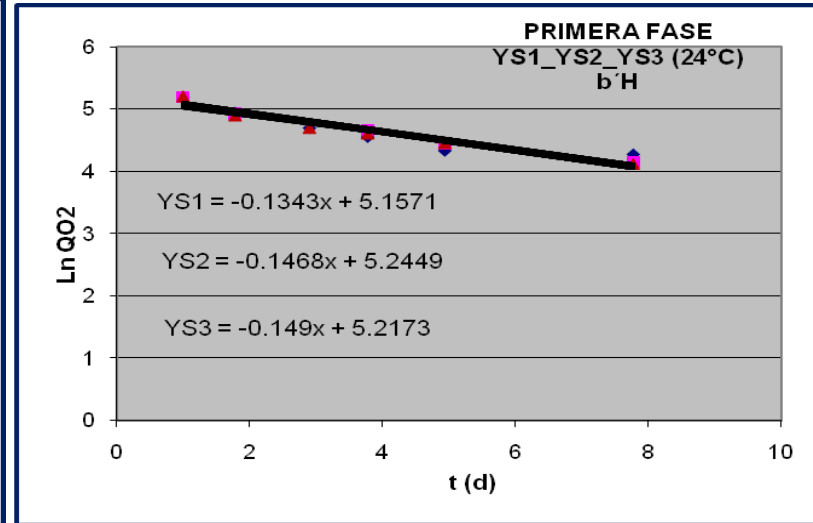
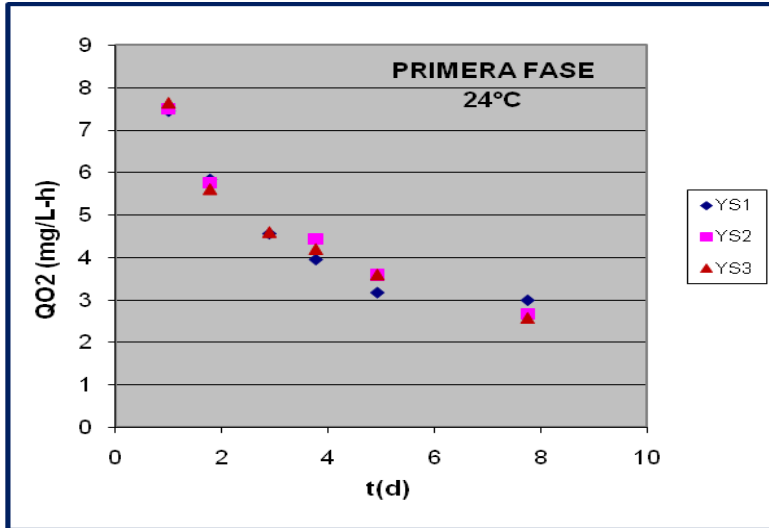


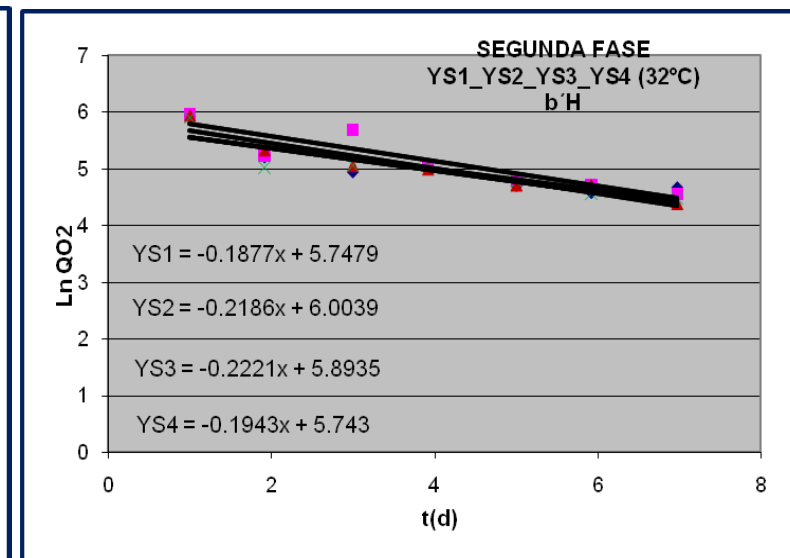
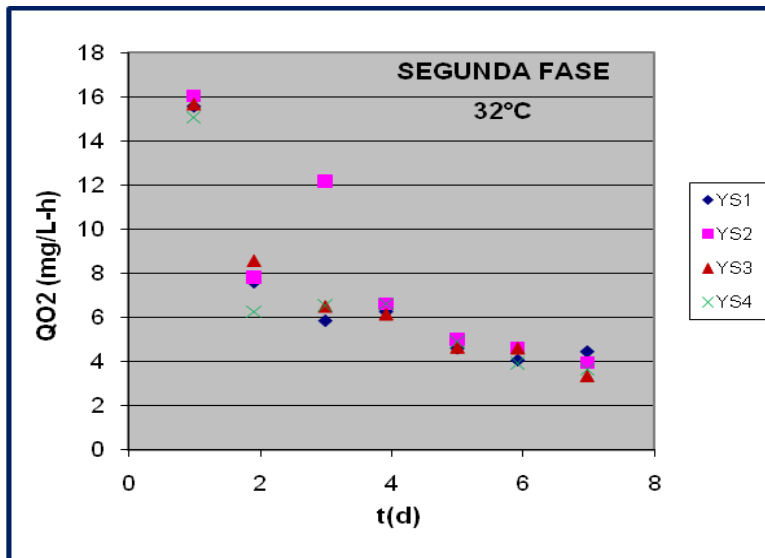
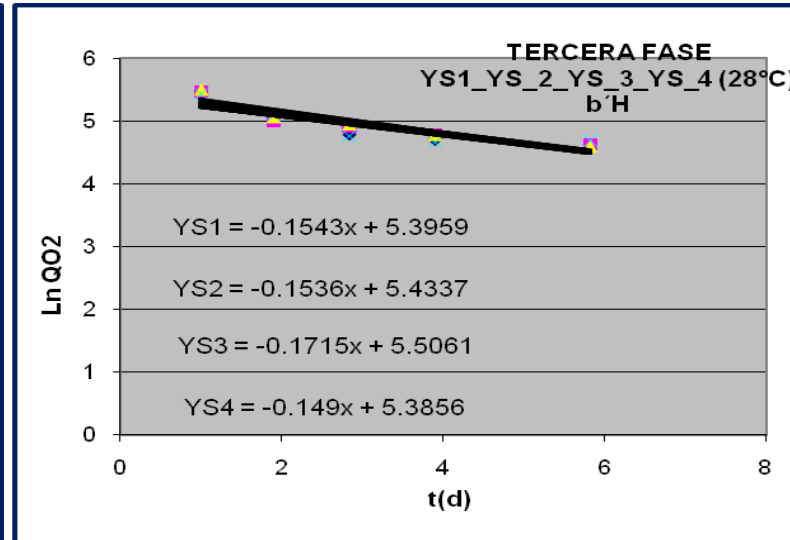
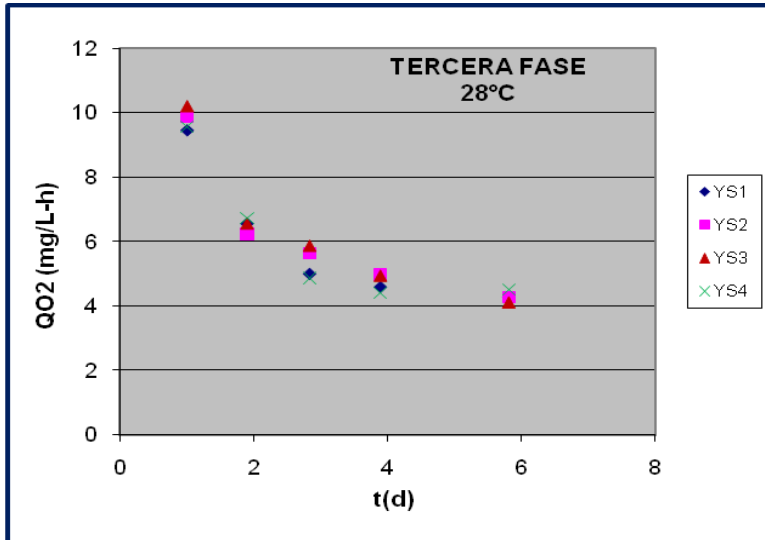
Tiempo	DQO _{tot}	DQO _{sol}	DQO _{cel}
Horas	g/m ³	g/m ³	g/m ³
0.0	316	264	52
0.5	274	252	22
3.5	340	318	22
5.0	327	291	36
6.7	298	255	43
24.2	269	219	50



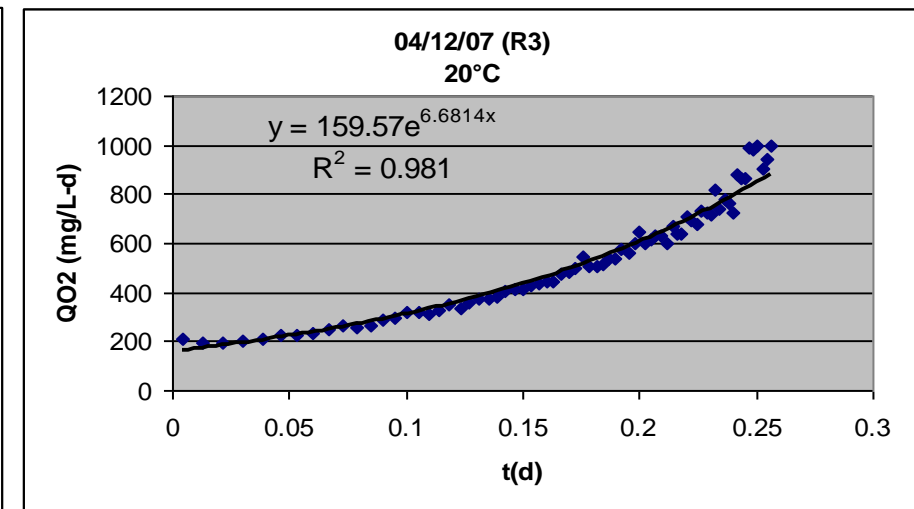
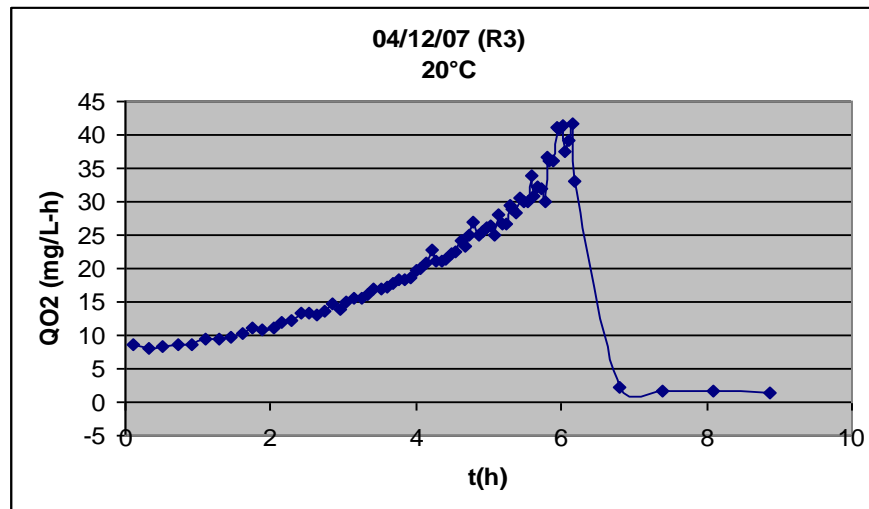
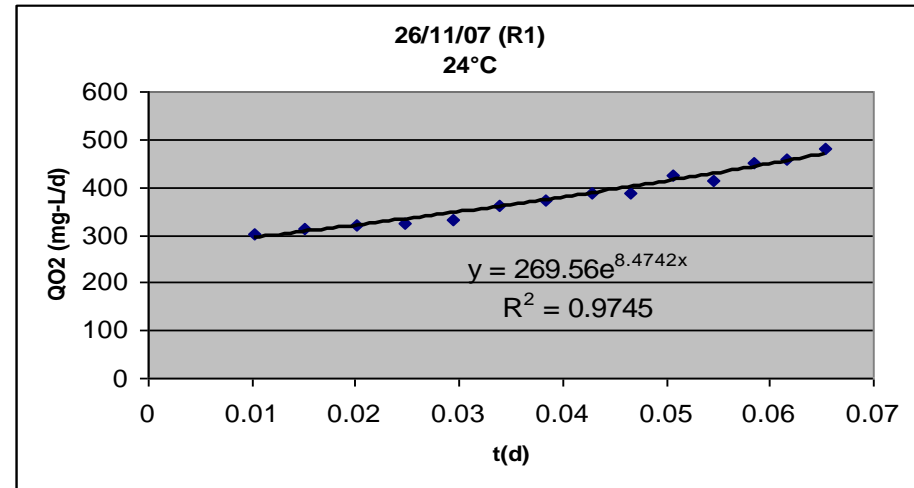
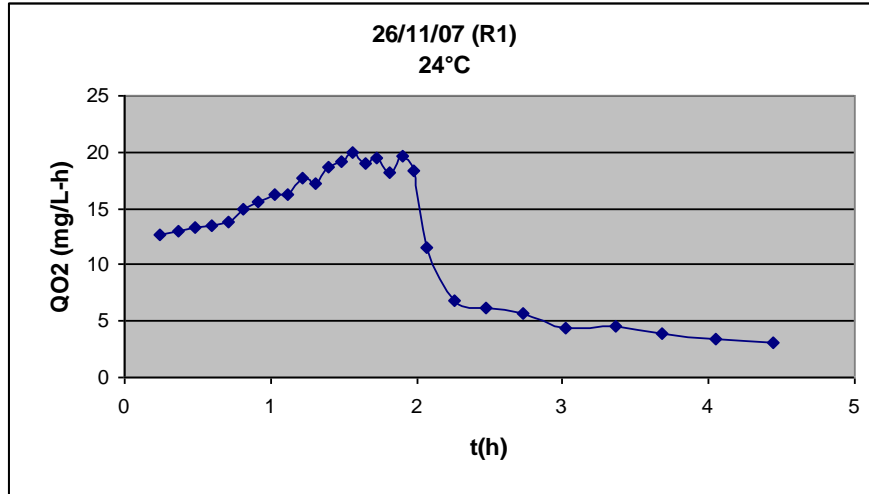
Tiempo	DQO _{tot}	DQO _{sol}	DQO _{cel}
Horas	g/m ³	g/m ³	g/m ³
0	620	572	48
4.83	578	493	85
6.83	510	387	123
23	459	254	205

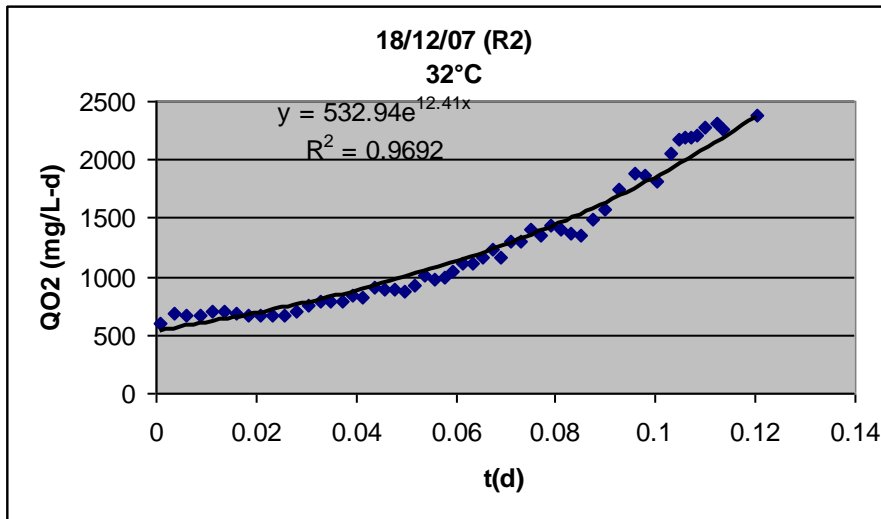
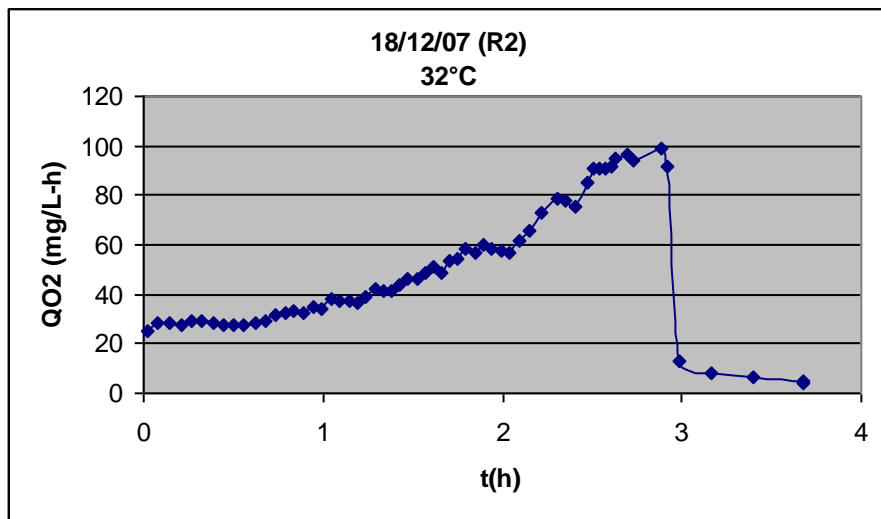
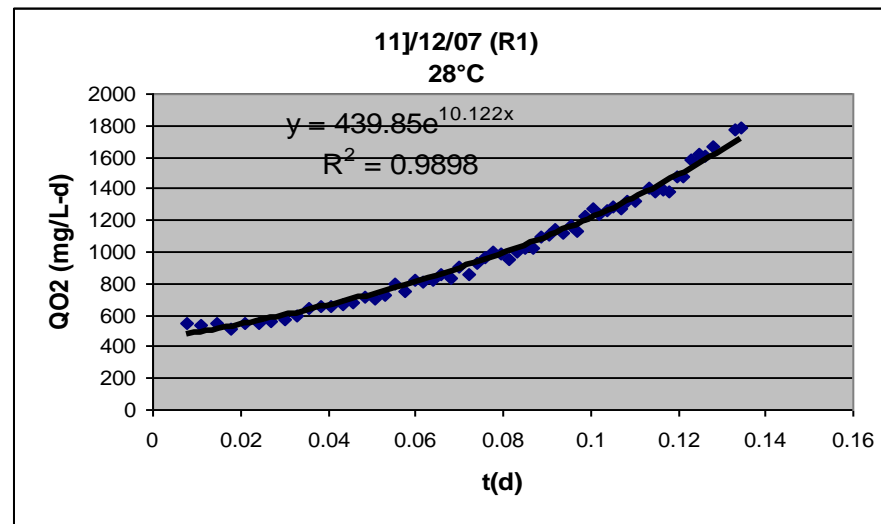
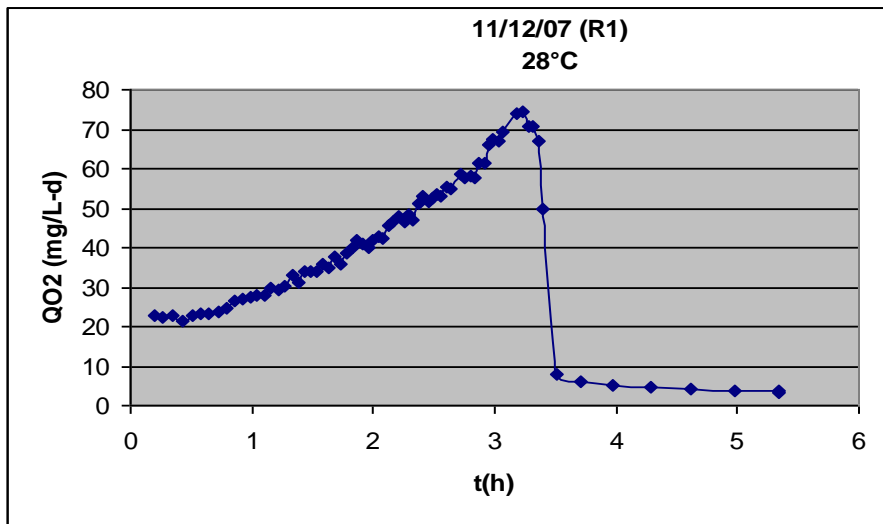
Coefficiente de decaimiento de biomasa heterotr6fica, b_H

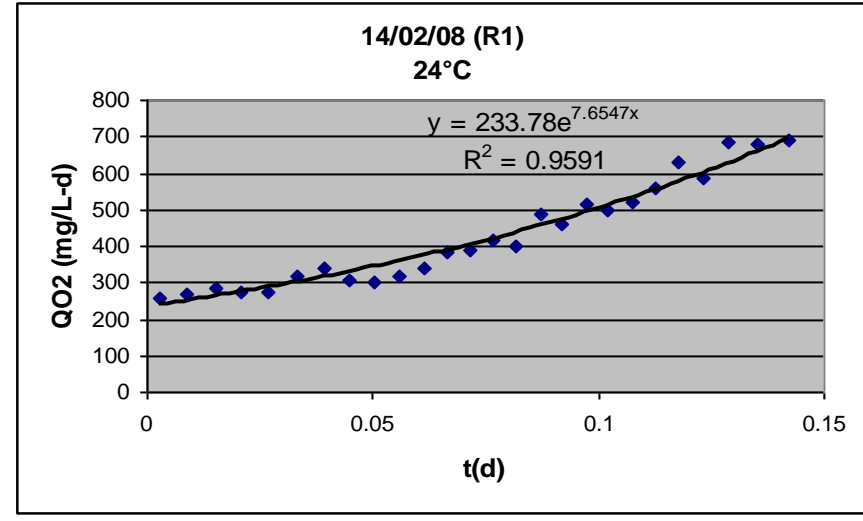
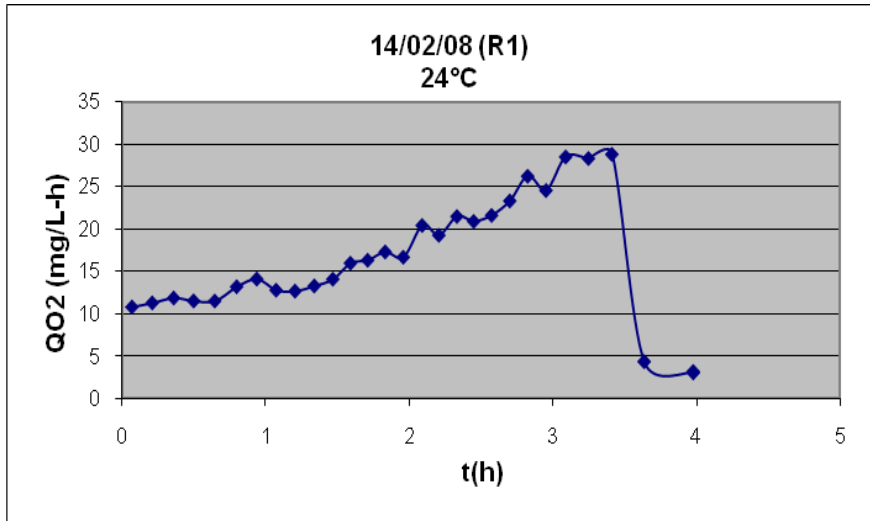
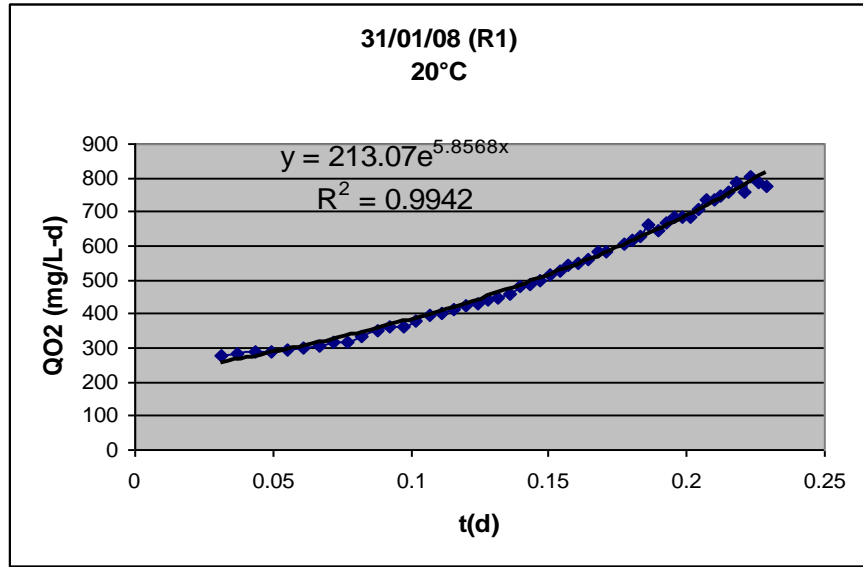
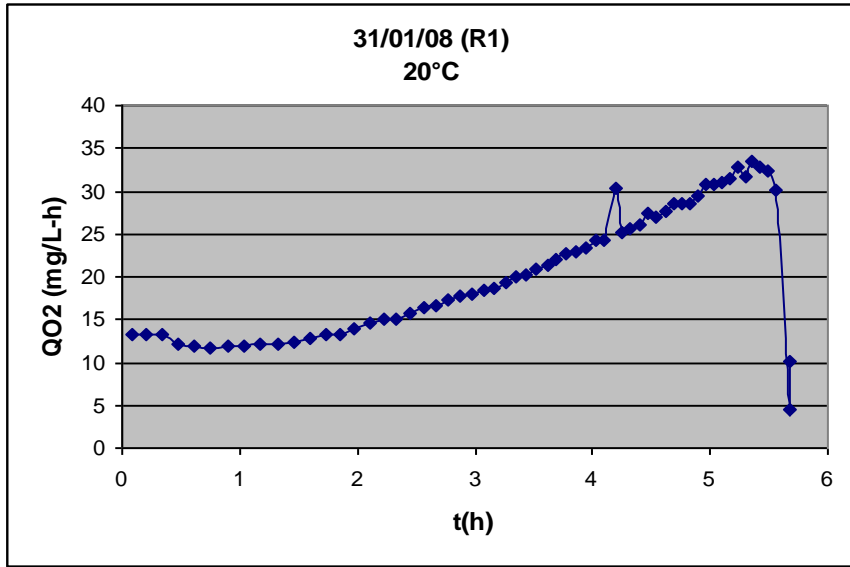


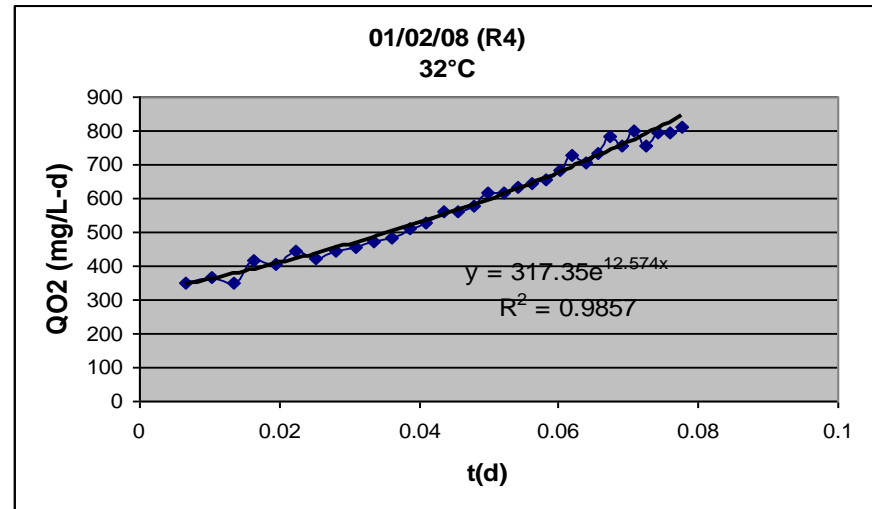
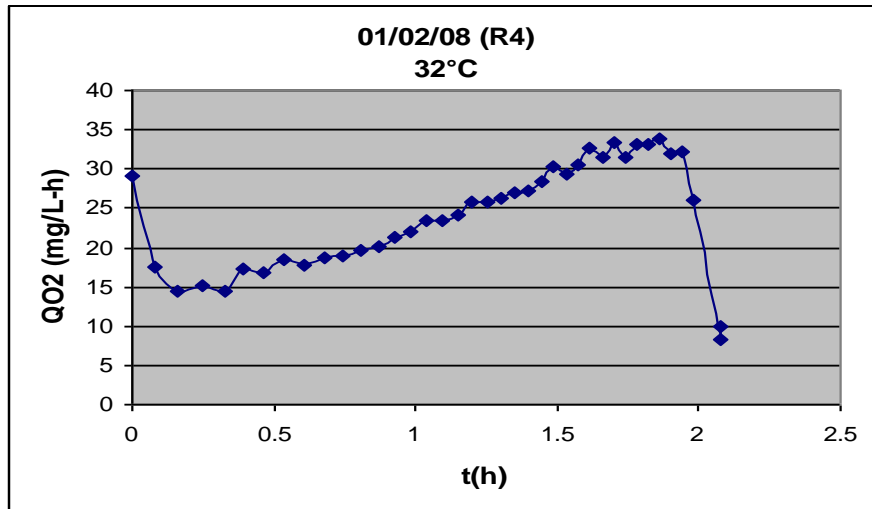
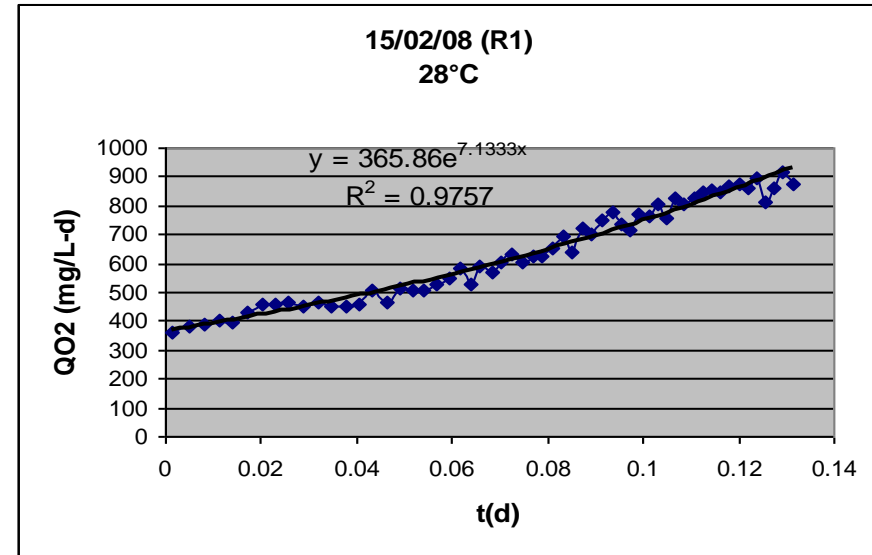
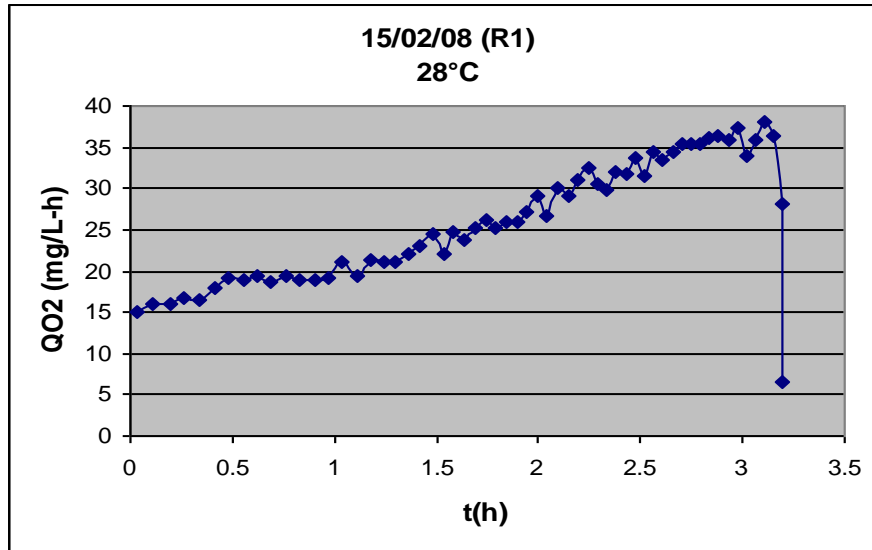


Respirogramas para la obtención de μ_H .

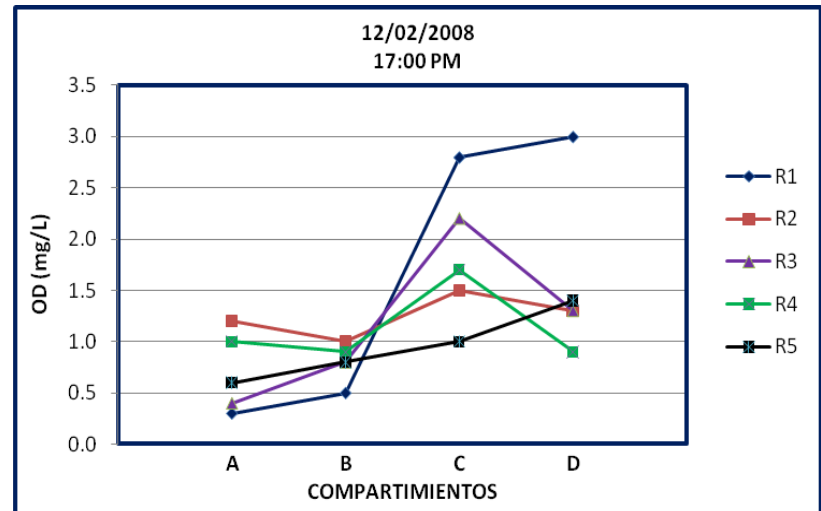
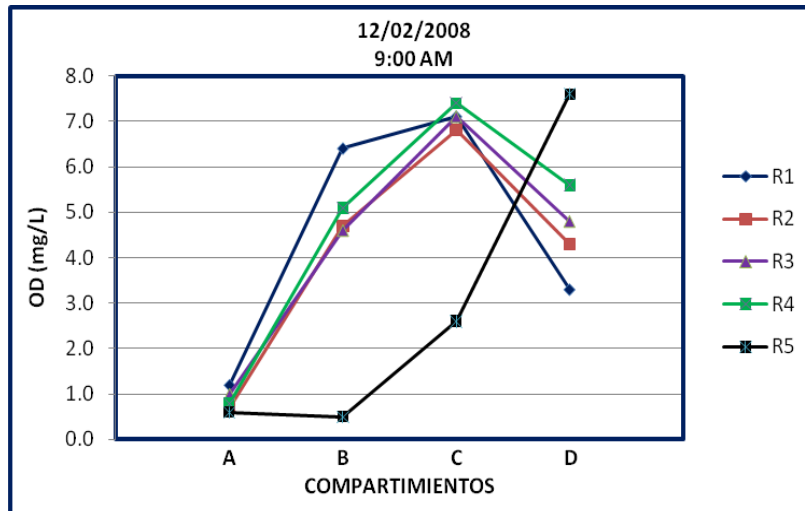
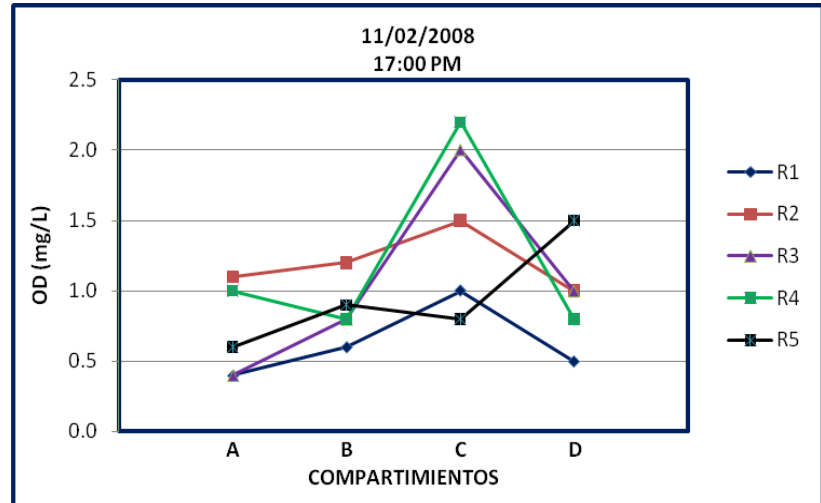
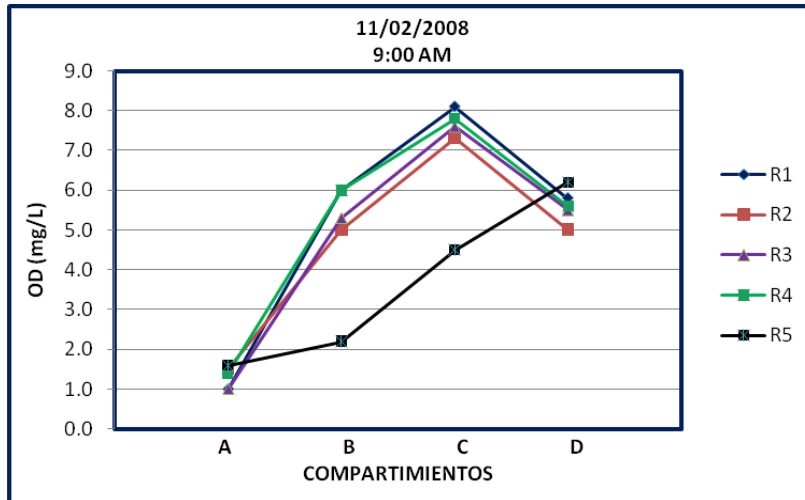








ANEXO 7. Perfil de OD a las 9:00 y 17:00 horas en los 5 reactores (primera campaña)



ANEXO 8. Balance de materia para el P_{TOTAL}, SST y para ISS.

ECUACIÓN	FLUJO	Qinicial (L/s)	Reajuste Q(L/s)		Q (m3/d)	Conc. g/m3	Q*Conc kg/d	BALANCE DE MATERIA PARA EL FÓSFORO TOTAL							
								Sólo CP	Trat. Sec. Tot.	Línea R5	Sólo R5	Sólo CS2	Línea R1,4	Sólo R1,4	Sólo CS1,4
Q6+Q5+Q20	Q3	4216	3060		264384	17.5	4627	4627							
	Q5	52	35		3024	430	1300	-1300							
	Q7	1000	585		50544	11.7	591			591	591				
	Q11	185	185	Rec/Qin	15984	8.7	139		-139	-139		-139			
	Q13	635	635	1.08547	54864	180	9876				9876				
	Q14	19	7		605	180	109			-109			109		
	Q20	340	340		29376	11.7	344	-344							
	Q22	2738	2738	1.30381	236563	186	44001							44001	
	Q23	26	34		2894	186	538		-538				-538		
	Q17	292	292		25229	8.9	225		-225						
Q8+Q7	Q6	3824	2685		231984	11.7	2714	-2714	2714						
Q6-Q7	Q8	2824	2100		181440	11.7	2123					2123	2123		
Q8/4	QinR1	706	525		45360										
Q7+Q13	Q9	1635	1220		105408	116.4	12269				-12269	12269			
Q8+Q22	Q15	5562	4838		418003	122	50996							-50996	50996
Q13-Q14	Q12	616	628		54259	180	9767					-9767			
Q22+Q23-Q14	Q21	2745	2765		238853	186	44427								-44427
Q9-Q12-Q11	Q10	834	407		35165	8.7	306			-306		-306			
Q15-Q21	Q16	2817	2074		179150	8.9	1594						-1594		-1594
Q10+Q16-Q17	Q18	3359	2189		189086	8.9	1683		-1683						
Q18+Q20	Q19	3699	2529		218462										
							Entradas (kg/d)	4627	2714	591	10467	12269	2232	46124	50996
							Salidas (kg/d)	-4358	-2585	-554	-12269	-10212	-2133	-50996	-46021
							Diferencia	268	129	38	-1803	2058	99	-4873	4975
							%	5.8	4.8	6.3	-17.2	16.8	4.4	-10.6	9.8

ECUACIÓN	FLUJO	Qinicial	Reajuste	Q	Conc.	Q*Conc	BALANCE DE MATERIA PARA SST									
		(L/s)	Q(L/s)				(m3/d)	g/m3	kg/d	Sólo CP	Trat. Sec. Tot.	Línea R5	Sólo R5	Sólo CS2	Línea R1,4	Sólo R1,4
Q6+Q5+Q20	Q3	4216	3060		264384	501	132456	132456								
	Q5	52	35		3024	36000	108864	-108864								
	Q7	1000	585		50544	107	5408			5408	5408					
	Q11	185	185	Rec/Qin	15984	14.6	233		-233	-233		-233				
	Q13	635	635	1.08547	54864	7790	427391				427391					
	Q14	19	7		605	7790	4711			-4711			4711			
	Q20	340	340		29376	107	3143	-3143								
	Q22	2738	2738	1.30381	236563	7543	1784396							1784396		
	Q23	26	34		2894	7543	21832		-21832				-21832			
	Q17	292	292		25229	11.5	290		-290							
Q8+Q7	Q6	3824	2685		231984	107	24822	-24822	24822							
Q6-Q7	Q8	2824	2100		181440	107	19414						19414	19414		
Q8/4	QinR1	706	525		45360											
Q7+Q13	Q9	1635	1220		105408	4156	438076				-438076	438076				
Q8+Q22	Q15	5562	4838		418003	4318	1804938							-1804938	1804938	
Q13-Q14	Q12	616	628		54259	7790	422679					-422679				
Q22+Q23-Q14	Q21	2745	2765		238853	7543	1801667									-1801667
Q9-Q12-Q11	Q10	834	407		35165	14.6	513			-513		-513				
Q15-Q21	Q16	2817	2074		179150	11.5	2060						-2060			-2060
Q10+Q16-Q17	Q18	3359	2189		189086	11.5	2174		-2174							
Q18+Q20	Q19	3699	2529		218462											
							Entradas (kg/d)	132456	24822	5408	432799	438076	24125	1803810	1804938	
							Salidas (kg/d)	-136830	-24530	-5458	-438076	-423426	-23893	-1804938	-1803727	
							Diferencia	-4373	292	-50	-5277	14650	233	-1128	1211	
							%	-3.3	1.2	-0.9	-1.2	3.3	1.0	-0.1	0.1	

ECUACIÓN	FLUJO	Qinicial	Reajuste	Q	Conc.	Q*Conc	BALANCE DE MATERIA PARA ISS								
		(L/s)	Q(L/s)		(m3/d)	g/m3	kg/d	Sólo CP	Trat. Sec. Tot.	Línea R5	Sólo R5	Sólo CS2	Línea R1,4	Sólo R1,4	Sólo CS1,4
Q6+Q5+Q20	Q3	4216	3060		264384	143	37807	37807							
	Q5	52	35		3024	10263	31035	-31035							
	Q7	1000	585		50544	25	1264			1264	1264				
	Q11	185	185	Rec/Qin	15984	3	48		-48	-48		-48			
	Q13	635	635	1.08547	54864	1847	101334				101334				
	Q14	19	7		605	1847	1117			-1117			1117		
	Q20	340	340		29376	25	734	-734							
	Q22	2738	2738	1.30381	236563	1762	416824							416824	
	Q23	26	34		2894	1762	5100		-5100				-5100		
	Q17	292	292		25229	3	76		-76						
Q8+Q7	Q6	3824	2685		231984	25	5800	-5800	5800						
Q6-Q7	Q8	2824	2100		181440	25	4536						4536	4536	
Q8/4	QinR1	706	525		45360										
Q7+Q13	Q9	1635	1220		105408	963	101508				-101508	101508			
Q8+Q22	Q15	5562	4838		418003	1013	423437							-423437	423437
Q13-Q14	Q12	616	628		54259	1847	100217					-100217			
Q22+Q23-Q14	Q21	2745	2765		238853	1762	420859								-420859
Q9-Q12-Q11	Q10	834	407		35165	3	105			-105		-105			
Q15-Q21	Q16	2817	2074		179150	3	537						-537		-537
Q10+Q16-Q17	Q18	3359	2189		189086	3	567		-567						
Q18+Q20	Q19	3699	2529		218462										
							Entradas (kg/d)	37807	5800	1264	102597	101508	5653	421360	423437
							Salidas (kg/d)	-37569	-5791	-1271	-101508	-100370	-5637	-423437	-421396
							Diferencia	238	9	-7	1090	1138	16	-2077	2041
							%	0.6	0.2	-0.5	1.1	1.1	0.3	-0.5	0.5

ANEXO 9. Escenarios de simulación con GPS-X.

The screenshot displays the GPS-X 5.0 software interface with the following components:

- Top Panel:** Title bar "GPS-X 5.0 --cnlib-- [cal_was_r5*]", menu bar (File, Edit, View, Tools, Options, Help), and toolbar.
- Modelling/Simulation Tabs:** "Modelling" and "Simulation" tabs are visible.
- FLUJOS UTILIZADOS EN ESTE ESCENARIO:**
 - [Q7] influent flow: 50554 m3/d (slider 0-150000)
 - [Q13ras] underflow rate: 54864 m3/d (slider 0-150000)
- CALIBRACIÓN DE ISS CON Q_WAS:**
 - [Q14was] pumped flow: 592 m3/d (slider 0-4000)
- Layout:** Process flow diagram showing INFLUENTE entering a reactor (CSTR_R5) and a clarifier (CS2). Flows are labeled with IDs: Q7, Q13ras, 24, Q9, 21, EFLUENTE, Q14was, and Q13ras.
- ISS ACUMULADO EN EL REACTOR:**
 - [Q9] total inorganic suspended solids: 962.2 g/m3
- SST EN Q9, EFLUENTE Y RAS:**
 - [Q9] total suspended solids: 7154 g/m3
 - [EFLUENTE] total suspended solids: 23.42 g/m3
 - [Q13ras] total suspended solids: 1.358e+04 g/m3
- ISS, SST y SSV en INFLUENTE:**
 - [Q7] total suspended solids: 106.5 g/m3
 - [Q7] volatile suspended solids: 82 g/m3
 - [Q7] total inorganic suspended solids: 24.49 g/m3
- Simulation Control:** Steady State checked, date/time: Sun, Jan 01, 2006 00:00:00, simulation time: 0 d, Mode: Simulate.

Planilla A: cal_was_r5

GPS-X 5.0 --cnlib-- [cal_1b_was_r14*]

File Edit View Tools Options Help

Modelling Simulation

FLUJOS UTILIZADOS EN ESTE ESCENARIO (Qin, Qrec)

[Q8] influent flow	181440	m3/d	0	250000
[Q22ras] underflow rate	236563	m3/d	0	250000

CALIBRACIÓN DE ISS CON Q_WAS

[Q23was] pumped flow	2200	m3/d	0	4000
----------------------	------	------	---	------

Layout

ISS ACUMULADO EN EL REACTOR

[Q15] total inorganic suspended solids	1002	g/m3
--	------	------

SST EN Q15, EFLUENTE Y RAS

[Q15] total suspended solids	7329	g/m3
[EFLUENTE] total suspended solids	24.14	g/m3
[Q22ras] total suspended solids	1.281e+04	g/m3

ISS, SST y SSV EN INFLUENTE

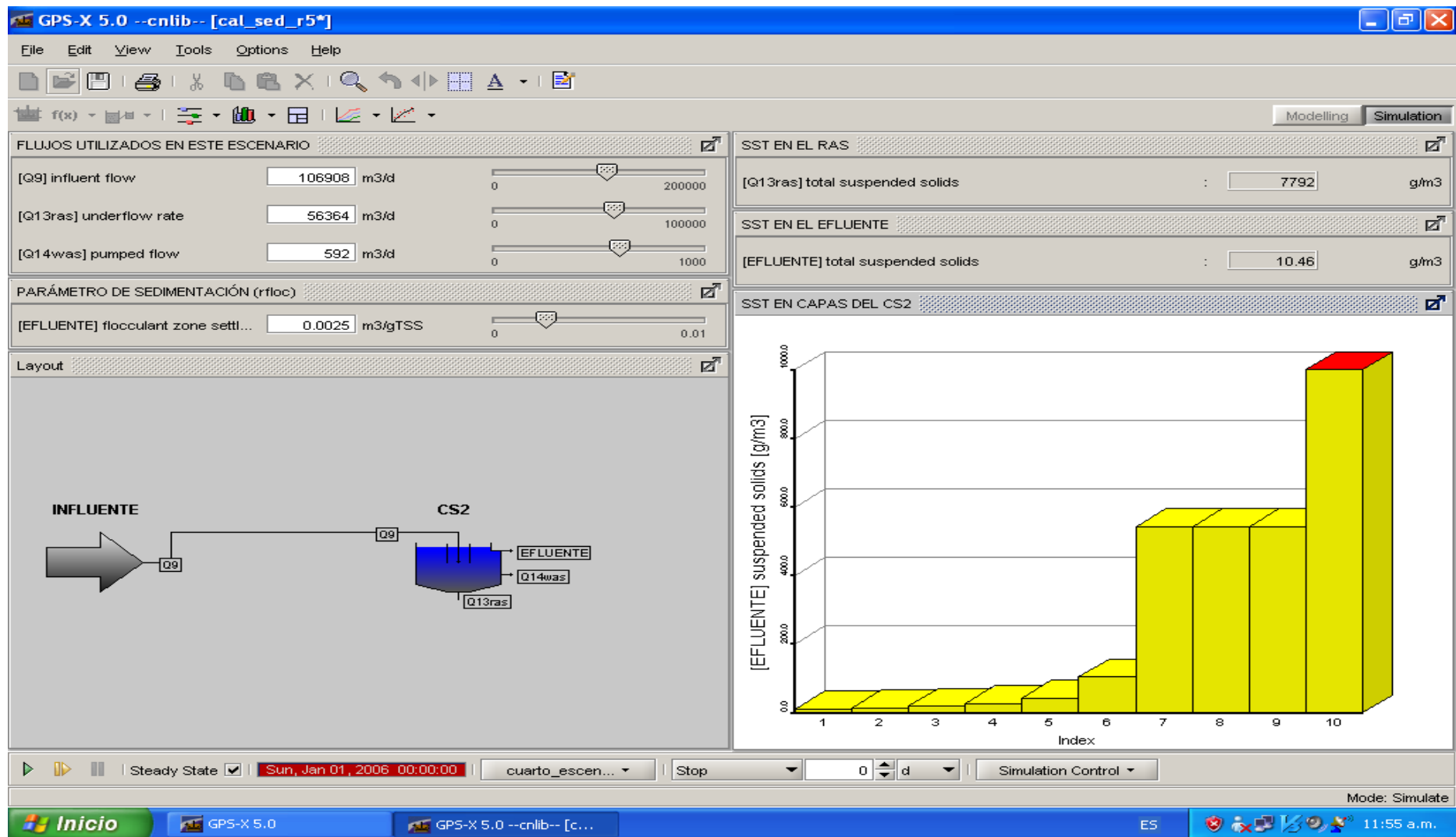
[Q8] total suspended solids	106.5	g/m3
[Q8] volatile suspended solids	82	g/m3
[Q8] total inorganic suspended solids	24.49	g/m3

Steady State Sun, Jan 01, 2006 00:00:00 tercer_escena... Stop 0 d Simulation Control

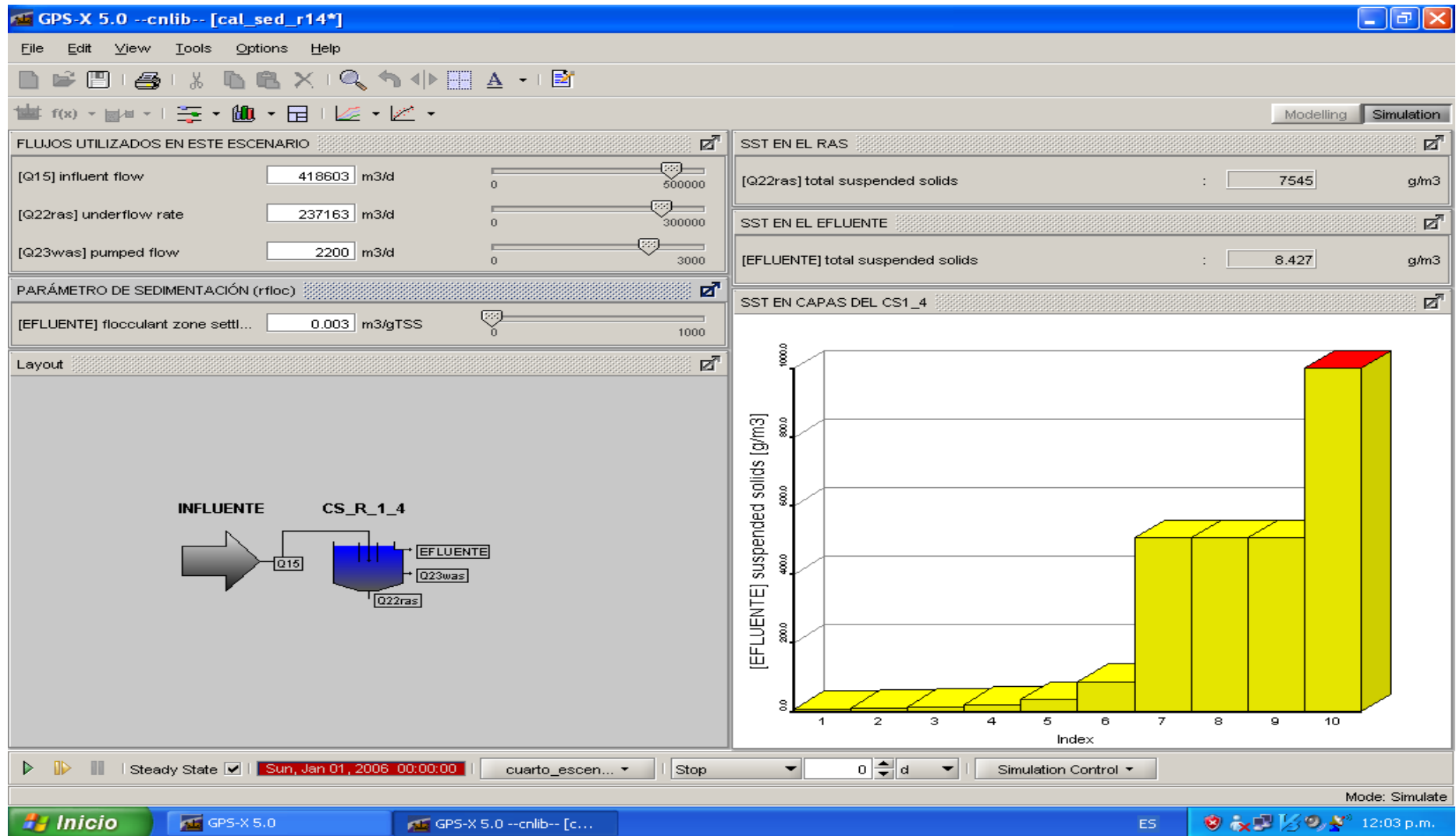
Mode: Simulate

Inicio GPS-X 5.0 GPS-X 5.0 --cnlib-- [c... ES 11:36 a.m.

Planilla B: cal_1b_was_r14



Planilla C: cal_sed_r5



Planilla D: cal_sed_r14

GPS-X 5.0 --cnlib-- [cal_planta_total*]

File Edit View Tools Options Help

Modelling Simulation

FRACCIÓN INERTE DE DQO SOLUBLE (frsi)

[1] inert fraction of soluble COD: 0.1

MU_A EN R_5 Y R_1_4

[Q9] autotrophic maximum speci...: 0.098 1/d

[Q15] autotrophic maximum spe...: 0.0811 1/d

KO2 AEROBIO Y ANÓXICO EN R5 Y R14

[Q9] aerobic oxygen half saturat...: 0.815 gO2/m3

[Q9] anoxic oxygen half saturati...: 0.815 gO2/m3

[Q15] aerobic oxygen half satur...: 0.95 gO2/m3

[Q15] anoxic oxygen half satura...: 0.95 gO2/m3

Layout

SST Y DQO EN EFLUENTE

[Q10] total suspended solids	: 17.26	g/m3
[Q10] total COD	: 46.59	gCOD/m3
[Q16] total suspended solids	: 17.02	g/m3
[Q16] total COD	: 46.05	gCOD/m3
[35] total suspended solids	: 17.06	g/m3
[35] total COD	: 46.14	gCOD/m3

NH3, NO3, NO2 EN RAS Y EFLUENTE

[Q13ras] nitrate and nitrite	: 9.405	gN/m3
[Q22Aras] nitrate and nitrite	: 7.977	gN/m3
[Q10] free and ionized ammonia	: 1.607	gN/m3
[Q10] nitrate and nitrite	: 9.405	gN/m3
[Q16] free and ionized ammonia	: 3.422	gN/m3
[Q16] nitrate and nitrite	: 7.973	gN/m3
[35] free and ionized ammonia	: 3.131	gN/m3
[35] nitrate and nitrite	: 8.202	gN/m3

Steady State Sun, Jan 01, 2006 00:00:00 7_fit_no3_en... Stop 0 d Simulation Control

Mode: Simulate

Planilla E: 7_fit_NO₃_en_eff_con_KO₂

GPS-X 5.0 --cnlib-- [cal_planta_total*]

File Edit View Tools Options Help

Modelling Simulation

KO2 AEROBIO Y ANÓXICO EN R5 Y R14

[Q9] aerobic oxygen half saturation coefficient	0.815	gO2/m3
[Q9] anoxic oxygen half saturation coefficient	0.815	gO2/m3
[Q15] aerobic oxygen half saturation coefficient	0.95	gO2/m3
[Q15] anoxic oxygen half saturation coefficient	0.95	gO2/m3

VOLUMEN DEL DENITRIFICADOR

[Q22bBras] maximum volume	1	m3	0	16000
[Q13bras] maximum volume	1	m3	0	10000

MU_A EN R_5 YR1_4

[Q9] autotrophic maximum speci...	0.098	1/d	0	1000
[Q15] autotrophic maximum spe...	0.0811	1/d	0	1000

Layout

SST Y DQO EN EFLUENTE

[Q9] total inorganic suspended solids	965.9	g/m3
[Q15] total inorganic suspended solids	1013	g/m3
[Q10] total suspended solids	17.26	g/m3
[Q10] total COD	46.59	gCOD/m3
[Q16] total suspended solids	17.02	g/m3
[Q16] total COD	46.05	gCOD/m3
[35] total suspended solids	17.06	g/m3
[35] total COD	46.14	gCOD/m3

NH3, NO3, NO2 EN RAS Y EFLUENTE

[Q22bBras] nitrate and nitrite	7.996	gN/m3
[Q13ras] nitrate and nitrite	9.409	gN/m3
[Q13bras] nitrate and nitrite	9.401	gN/m3
[Q22Aras] nitrate and nitrite	7.997	gN/m3
[Q10] free and ionized ammonia	1.608	gN/m3
[Q10] nitrate and nitrite	9.409	gN/m3
[Q16] free and ionized ammonia	3.424	gN/m3
[Q16] nitrate and nitrite	7.994	gN/m3
[35] free and ionized ammonia	3.133	gN/m3

Steady State Sun, Jan 01, 2006 00:00:00 Default Scenario Stop 0 d Simulation Control

Mode: Simulate

Planilla F: Default Scenario

GPS-X 5.0 --cnlib-- [cal_planta_total*]

File Edit View Tools Options Help

Modelling Simulation

KO2 AEROBIO Y ANÓXICO EN R5 Y R14

[Q9] aerobic oxygen half saturation coefficient	0.69	gO2/m3
[Q9] anoxic oxygen half saturation coefficient	0.69	gO2/m3
[Q15] aerobic oxygen half saturation coefficient	1.02	gO2/m3
[Q15] anoxic oxygen half saturation coefficient	1.02	gO2/m3

VOLUMEN DEL DENITRIFICADOR

[Q22bBras] maximum volume	11280	m3
[Q13bras] maximum volume	2820	m3

MU_A EN R_5 YR1_4

[Q9] autotrophic maximum speci...	0.109	1/d
[Q15] autotrophic maximum spe...	0.0905	1/d

Layout

SST Y DQO EN EFLUENTE

[Q10] total suspended solids	17.24	g/m3
[Q10] total COD	46.62	gCOD/m3
[Q16] total suspended solids	17.06	g/m3
[Q16] total COD	46.23	gCOD/m3
[35] total suspended solids	17.09	g/m3
[35] total COD	46.3	gCOD/m3

NH3, NO3, NO2 EN RAS Y EFLUENTE

[Q22bBras] nitrate and nitrite	1.692	gN/m3
[Q13ras] nitrate and nitrite	9.481	gN/m3
[Q13bras] nitrate and nitrite	2.529	gN/m3
[Q22Aras] nitrate and nitrite	6.798	gN/m3
[Q10] free and ionized ammonia	1.564	gN/m3
[Q10] nitrate and nitrite	9.481	gN/m3
[Q16] free and ionized ammonia	3.272	gN/m3
[Q16] nitrate and nitrite	6.792	gN/m3
[35] free and ionized ammonia	2.999	gN/m3
[35] nitrate and nitrite	7.222	gN/m3

Steady State | Sun, Jan 01, 2006 00:00:00 | 2_fit_no3_ras... | Stop | 0 d | Simulation Control

Mode: Simulate

Planilla G: 2_fit_NO₃_ras_con_vol_den_K₀₂_frxs_mua

GPS-X 5.0 --cnlib-- [cal_planta_total_amp*]

File Edit View Tools Options Help

Modelling Simulation

FLUJOS UTILIZADOS EN ESTE ESCENARIO

[1] influent flow	648000	m3/d	0	700000
[Q13ras] underflow rate	151859	m3/d	0	200000
[Q14-was] pumped flow	1582	m3/d	0	5000
[Q22ras] underflow rate	654703	m3/d	0	700000
[Q23Awas] pumped flow	5827	m3/d	0	6000

Layout

SST_Y_DQO_EN_EFLUENTE

[Q10] total suspended solids	49.21	g/m3
[Q10] total COD	90.75	gCOD/m3
[Q16] total suspended solids	45.95	g/m3
[Q16] total COD	86.03	gCOD/m3

NH3-NO3_EN_RAS_Y_EFLUENTE

[Q22bBras] nitrate and nitrite	1e-06	gN/m3
[Q13ras] nitrate and nitrite	1e-06	gN/m3
[Q13bras] nitrate and nitrite	1e-06	gN/m3
[Q22Aras] nitrate and nitrite	1e-06	gN/m3
[Q10] free and ionized ammonia	35.7	gN/m3

SRT EN REACTORES

[Q9] Solids Retention Time	4.249	d
[Q15] Solids Retention Time	4.264	d

NTK_DBO5_EN_EFLUENTE

[Q10] total carbonaceous BOD5	30.43	gO2/m3
[Q10] total TKN	43.53	gN/m3
[Q16] total carbonaceous BOD5	27.23	gO2/m3
[Q16] total TKN	43.87	gN/m3
[35] total carbonaceous BOD5	27.86	gO2/m3
[35] total TKN	43.8	gN/m3

Steady State Sun, Jan 01, 2006 00:00:00 12_esc9_con... Stop 0 d Simulation Control

Haga clic aquí para iniciar

Mode: Simulate

Inicio GPS-X 5.0 GPS-X 5.0 --cnlib-- [c... ES 02:55 p.m.

Planilla H: Escenario 9

GPS-X 5.0 --cnlib-- [cal_pta_extension*]

File Edit View Tools Options Help

Modelling Simulation

VOL_REACTOR
[Q15] maximum volume: 203711 m³

FLUJO_TOTAL
[1] influent flow: 5209.6 L/s

Layout

SST_Y_DQO_EN_EFLUENTE

[Q10] total suspended solids	: 17.24	g/m ³
[Q10] total COD	: 46.62	gCOD/m ³
[Q16] total suspended solids	: 16.33	g/m ³

NH3-NO3_EN_RAS_Y_EFLUENTE

[Q22bBras] nitrate and nitrite	: 2.508	gN/m ³
[Q13ras] nitrate and nitrite	: 9.481	gN/m ³
[Q13bras] nitrate and nitrite	: 2.529	gN/m ³

SST EN REACTORES

[Q9] total suspended solids	: 4193	g/m ³
[Q15] total suspended solids	: 3772	g/m ³

SRT EN REACTORES

[Q9] Solids Retention Time	: 14.87	d
[Q15] Solids Retention Time	: 17.09	d

DBO5 Y NTK EN EFLUENTE

[Q10] total carbonaceous BOD5	: 6.293	gO ₂ /m ³
[Q10] total TKN	: 5.931	gN/m ³
[Q16] total carbonaceous BOD5	: 5.354	gO ₂ /m ³
[Q16] total TKN	: 6.147	gN/m ³

Steady State Sun, Jan 01, 2006 00:00:00 3_esc_optimiz... Stop 0 d Simulation Control

Mode: Simulate

Inicio GPS-X 5.0 GPS-X 5.0 --cnlib-- [c... ES 01:14 p.m.

Planilla I: Escenario de optimización

