



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



**MODELACIÓN DE LA PTAR “DULCES NOMBRES” DE
MONTERREY: RÉGIMEN HIDRÁULICO DE LOS
REACTORES Y MODELO DE SEDIMENTACIÓN.**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

MAESTRO EN CIENCIAS DEL AGUA

PRESENTA:

NICOLÁS FLORES ALAMO

DIRECTOR DE TESIS

DR. CHEIKH FALL

CO-DIRECTOR DE TESIS

DR. MARIO ESPARZA SOTO



TOLUCA, ESTADO DE MÉXICO, SEPTIEMBRE DE 2008

DEDICATORIA

A mi madre y hermanos, que desde siempre han estado conmigo

AGRADECIMIENTOS

Al **Dr. Cheikh Fall** por todo el apoyo brindado en la realización de toda la tesis. Y por ser un ejemplo a seguir.

A la **UNESCO-IHE Institute for Water Education**, por el apoyo financiero otorgado.

A la **Secretaría de Investigación y Estudios Avanzados de la UAEM**, por el apoyo financiero otorgado.

Al **CONACYT** por la beca económica otorgada.

A las autoridades del **Servicio de Agua y Drenaje de Monterrey (SDAM)**, por las facilidades permitidas para llevar a cabo la investigación en la **PTAR “Dulces Nombres”**, así como a las autoridades y personal (laboratorista y operadores) de la PTAR, involucrados directa o indirectamente con la realización de la presente investigación.

Al **Dr. Mario Esparza Soto**, por su apoyo en la revisión y comentarios para la elaboración de esta tesis.

Al **jurado** de este trabajo de Tesis, sus valiosas sugerencias enriquecieron la presentación escrita.

Al **COMECYT** por la beca económica complementaria.

A todas y cada una de las personas que de alguna manera participaron en el desarrollo del presente trabajo.

RESUMEN

El número de plantas de tratamiento de aguas residuales (PTARs) con que cuenta la ciudad de Monterrey, México, les ha permitido el tratamiento del 100% de sus aguas residuales. Entre ellas, destaca la planta “Dulces Nombres” con una capacidad nominal de 18,000 m³/h, operada por el Servicio de Agua y Drenaje de Monterrey (SADM).

Los objetivos del presente trabajo fueron determinar el modelo hidráulico y de sedimentación de la PTAR “Dulces Nombres” de Monterrey, esto, a partir de pruebas de trazador y de sedimentación en columna.

Sin duda la modelación de la parte biológica del proceso de lodos activados es de suma importancia, sin embargo, para que un modelo de una PTAR este completo, es necesario establecer la plataforma de operación del modelo biológico, es decir, establecer el modelo hidráulico que mejor describa el funcionamiento de la PTAR. Para determinar el modelo hidráulico, se realizaron dos pruebas de trazador (rodamina WT), una en el reactor 1 y otra en el reactor 5, la cantidad de trazador (8 litros) agregado y el programa de muestreo fueron determinados mediante una presimulación en el simulador AQUASIM. A partir de los datos de concentración de rodamina WT obtenidos experimentalmente y el uso de AQUASIM, se logró determinar un modelo de 4 tanques de mezcla completa en serie, con un volumen de 4,780 m³, que describen el funcionamiento hidráulico de los reactores bajo estudio. Para validar el modelo obtenido fue necesario implementar otros modelos en AQUASIM con diferente número de tanques de mezcla completa en serie, que fueron desde 2, 3, 5 y 7 tanques.

La sedimentación secundaria juega un papel muy importante en buen funcionamiento del proceso de lodos activados. Para diseñar un sistema de sedimentación secundaria eficiente, es necesario determinar la velocidad de

sedimentación del lodo. Los tres modelos de velocidad de sedimentación más utilizados son: el de Vesilind, Cho y Takács, siendo el primero de estos tres el más utilizado en la modelación debido a su simplicidad y a los buenos resultados que se han obtenido con este modelo. En el presente trabajo, se determinaron los parámetros de ajuste de los tres modelos, realizándose 5 corridas de sedimentación para cada uno de los sedimentadores bajo estudio. Para cada corrida se generaron 6 curvas de velocidad de sedimentación, cada prueba tuvo una duración de 35 minutos y el intervalo de concentración en que se realizaron las pruebas fue de 2 a 12 g/L de SST aproximadamente. Los parámetros n ($0.36 \text{ m}^3/\text{kg}$) y V_o (9.68 m/h) obtenidos para el modelo de Vesilind, permitieron obtener coeficientes de determinación, R^2 , para cada corrida en el intervalo de 0.96 a 0.99, lo que permitió establecer que el modelo de Vesilind se ajusta bien a los datos experimentales de velocidad de sedimentación. El análisis de sensibilidad para el modelo de Vesilind permitió determinar que los parámetros n y V_o obtenidos son identificables como valores únicos.

Se realizó un análisis de punto de estado con el que se estableció que la alta concentración promedio de sólidos suspendidos totales (5.1 g/L), con que operaba la PTAR "Dulces Nombres", la pone en un alto riesgo de pérdidas de biomasa por arrastre, lo cual implica una disminución en la calidad del efluente. Las condiciones óptimas de operación encontradas, consistieron en mantener el caudal de recirculación medido (Q_{rec}) (2462.4 y $2286.6 \text{ m}^3/\text{h}$ reactor 1 y 5, respectivamente) y reducir la concentración de SST en los reactores mediante la manipulación del caudal de purga y recirculación de lodos hasta la concentración de diseño de 3.8 g/L . Esto permitiría operar con cargas hidráulicas de hasta el doble de Q_{rec} para ambos reactores y aun así operar sin riesgo de arrastre o pérdida de lodo.

ABSTRACT

The Monterrey city, Mexico, has three main wastewater treatment plant (WWTPs), which has allowed the treatment of 100% of their wastewaters. Between them, the “Dulces Nombres” treatment plant highlights with a nominal capacity of 18,000 m³/h, operated by the Water and Drainage of Monterrey Service (SADM).

The main objectives of the present work were to determine the hydraulic and sedimentation model of the WWTP “Dulces Nombres” of Monterrey from tracer tests and sedimentation tests in column, respectively.

The modeling of the biological process of activated sludge process is very important, however, a model of WWTP is not complete until the platform of operation of the biological model is established, which is and this is the task of the hydraulic model that describes the operation of the WWTP. To determine the hydraulic model it was necessary to carry out two tracer tests with rhodamine WT on reactor 1 and reactor 5. The volume of tracer (8 liters) and the sampling program were determined by an AQUASIM pre-simulation. Using the concentration data of rhodamine WT obtained experimentally and the AQUASIM it results it was possible to determined a model of 4 tanks of completely mixed (with a volume of 4,780 m³) arranged in series that describe the hydraulic behavior of the reactors under study. To validate the model obtained it was necessary to implement other models in AQUASIM with 2, 3, 5 and 7 tanks of completely mixed placed in series.

The secondary sedimentation tank plays a very important role in the operation and control of the activated sludge process. To design an efficient secondary sedimentation system it is necessary to determine the speed of sedimentation of the sludge. Currently, several models that describe the sedimentation velocity exist. The three more used are: Vesilind, Cho and Takács, the first one is the most applied in the modeling due to their

simplicity and to the good results obtained with this model. In the present investigation, the fit parameters of these models were determined, carrying out 5 sedimentation experiment for each one of the sedimentation tanks. For each experiment, 6 sedimentation curves were generated, each test had a length of 35 minutes and were carried out in a concentration range from 2 to 12 kg/m³ total suspended solids. The parameters n (0.364 m³/kg) and V_o (9.683 m/h) of Vesilind model were obtained with coefficients of determination, R^2 , in the range of 0.96 at 0.99. These results to establish that the Vesilind model was well adjusted with the experimental sedimentation velocity. Data sensitivity analysis for the Vesilind model allowed determining that the parameters n and V_o were identifiable as unique values.

State point analysis was carried out and it was established that the high concentration average mixed liquor suspended solid (5.1 kg/m³) at which the WWTP “Dulces Nombres” is operated, puts it in a high risk of biomass losses due to haulage, which implies a decrease in the quality of the treated wastewater. The best conditions of operation consisted on maintaining the recirculation rate (Q_{rec}) as 2,462.4 and 2,286.628 m³/h to reactor 1 and 5, respectively, and reduce the MLSS by means of the manipulation of the waste and return activated sludge rate until reaching designs concentration of 3.8 kg/m³. This would allow to operate with hydraulic loads of until double of Q_{rec} for both reactors and even to operate without risk of biomass haulage.

CONTENIDO

| | |
|--|------|
| Abreviaturas | i |
| Índice de figuras | iv |
| Índice de tablas | vii |
| INTRODUCCIÓN | viii |
| 1. ANTECEDENTES | 1 |
| 1.1. PTAR “Dulces Nombres” | 1 |
| 1.2. Funcionamiento de la PTAR “Dulces Nombres” | 2 |
| 1.3. Proceso de lodos activados | 6 |
| 1.4. Fundamentos de modelación | 7 |
| 1.5. Calibración del modelos | 8 |
| 1.6. Dinámica de reactores | 10 |
| 1.6.1. Reactores ideales | 11 |
| 1.6.2. Medición de la distribución de tiempos de residencia | 12 |
| 1.6.2.1. Selección del trazador | 13 |
| 1.6.2.2. Inyección y detección del trazador | 16 |
| 1.6.3. Reactores no ideales | 25 |
| 1.6.3.1. Modelo de segregación | 25 |
| 1.6.3.2. Modelo de dispersión | 25 |
| 1.6.3.3. Modelo de tanques en serie | 27 |
| 1.7. Caracterización del sedimentador secundario | 28 |
| 1.7.1. Análisis de flujo de sólidos | 31 |
| 1.7.2. Punto de estado | 36 |
| 1.7.3. Velocidad de sedimentación | 40 |

| | |
|---|----|
| 2. JUSTIFICACIÓN, HIPÓTESIS Y OBJETIVOS | 42 |
| 2.1. Justificación | 42 |
| 2.2. Hipótesis | 43 |
| 2.3. Objetivo general | 43 |
| 2.4. Objetivos específicos | 44 |
| 3. METODOLOGÍA | 45 |
| 3.1. Visita a la PTAR “Dulces Nombres” (Monterrey) | 45 |
| 3.2. Presimulación de la prueba de trazador en <i>AQUASIM</i> | 45 |
| 3.3. Diagrama de medidores de flujo en la PTAR | 47 |
| 3.4. Medición complementaria de caudales mediante prueba de trazador por inyección continúa | 50 |
| 3.5. Prueba de trazador con Rodamina WT en el reactor de lodos activados | 52 |
| 3.5.1. Preparación de estándares de rodamina WT y calibración del fluorómetro <i>AquaFluor™</i> | 54 |
| 3.5.2. Calibración del modelo hidráulico | 55 |
| 3.6. Pruebas de sedimentabilidad en columna | 56 |
| 3.6.1. Calibración del modelo de sedimentación: determinación de los parámetros de Vesilind, Cho y Takács, análisis de punto de estado | 60 |
| 4. RESULTADOS Y DISCUSIONES | 62 |
| 4.1. Presimulación del proceso hidráulico de lodos activados en <i>AQUASIM</i> | 62 |
| 4.2. Determinación de caudales mediante prueba trazador por inyección | 67 |

| | |
|--|------------|
| continua | |
| 4.3. Prueba de trazador con Rodamina WT en el reactor de lodos activados | 70 |
| 4.3.1. Calibración del modelo hidráulico | 71 |
| 4.3.1.1. Cálculo de los caudales del influente a los reactores 1 y 5 mediante un análisis de RTD | 73 |
| 4.3.1.2. Estimación de los caudales del influente a los reactores 1 y 5 mediante simulación en AQUASIM | 75 |
| 4.4. Validación de los modelos hidráulicos | 77 |
| 4.5. Sedimentación en columna | 82 |
| 4.5.1. Velocidad de sedimentación | 84 |
| 4.5.2. Ajuste de modelos y estimación de parámetros | 87 |
| 4.5.3. Análisis de sensibilidad e identificabilidad con AQUASIM | 94 |
| 4.5.4. Análisis de punto de estado | 95 |
| 4.5.4.1. Caso1: funcionamiento actual de los sedimentadores secundarios | 97 |
| 4.5.4.2. Caso 2: Se mantiene la misma Q_{rec} de la Tabla 15 y se modifica: a) Q_{in} , b) X_{ML} | 98 |
| 4.5.4.3. Caso 3: Condiciones de operación con X_{ML} de diseño | 99 |
| 5. CONCLUSIONES | 103 |
| 6. RECOMENDACIONES | 105 |
| 7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 106 |
| ANEXOS | 110 |

ABREVIATURAS

| | |
|----------------|--|
| A | Área superficial del sedimentador secundario |
| ASM1 | Modelo de Lodos Activados No. 1 |
| CSTR | Reactor de mezcla completa (continuously stirred tank reactor) |
| CIRA | Centro Interamericano de Recursos del Agua |
| CR | Caja repartidora |
| CP | Clarificador primario |
| CS | Clarificador secundario |
| $C(t)$ | Concentración de trazador respecto al tiempo |
| c_i | Concentración al tiempo t_i |
| C_rod_comer | Concentración de la rodamina WT comercial |
| DQO | Demanda química de oxígeno |
| d | Número de dispersión axial |
| D | coeficiente de dispersión |
| DL | Digestor de lodos |
| E, F, C | Tipos de curva de RTD |
| EBI | Estación de bombeo de influente |
| EBL | Estación de bombeo de lodos |
| ERL | Estación de recirculación de lodos |
| F_másico | Flujo másico |
| IAWQ | International Association of Water Quality |
| IVLI | Índice volumétrico de lodos |
| k' y n' | Parámetros del modelo de Cho |
| l | Longitud en la dirección longitudinal del flujo |

| | |
|------------------|---|
| n | Parámetro del modelo de Vesilind |
| ΔN | Cantidad de trazador |
| N_0 | Cantidad inicial de trazador |
| PFR | Reactor flujo pistón (Plug flow reactor) |
| PTAR | Planta de tratamiento de aguas residuales |
| Q | Caudal |
| RTD | Distribución de tiempos de residencia (Retention time distribution) |
| RJ | Rejillas |
| R | Reactor |
| RL-R | recirculación de lodo a reactor |
| rh | Parámetro asociado con velocidad de sedimentación zonal |
| rp | Parámetro asociado con la sedimentación de partículas discretas |
| RAS | Retorno de lodos activados (Return Activated Sludge) |
| rpm | Revoluciones por minuto |
| SF_L | Límite de flujo de sólidos |
| SFt | Flujo total de sólidos |
| SF_L | Flujo de sólidos limite |
| SS_{floc} | Sólidos suspendidos floculados |
| SS_{disp} | Sólidos suspendidos dispersos |
| SS_{eff} | Sólidos suspendidos en el efluente |
| SST | Sólidos Suspendidos Totales |
| SSLM | Sólidos suspendidos en el licor mezclado |
| SLR | Velocidad de carga de sólidos (Solid loading rate) |
| SADM | Servicio de Agua y Drenaje de Monterrey |
| t_{aplic_rod} | Tiempo de aplicación del trazador |

| | |
|---------------------------|---|
| TH | Tanque homogeneizador |
| T_{prom} , t , τ | Tiempo de retención hidráulica |
| u | Velocidad del fluido |
| V_{ss} | Volumen de cada sedimentador secundario |
| V_i | Velocidad de sedimentación de los sólidos a X_i |
| V_u | velocidad de extracción de lodos |
| V_{aplic_rod} | Volumen de rodamina WT a utilizar |
| V_s | Velocidad de sedimentación |
| V_o | Velocidad máxima de sedimentación |
| WAS | Lodos activados de desecho (Waste Activated Sludge) |
| X_{min} | Concentración mínima de lodo alcanzable |
| X_i | Concentración de sólidos en el punto en cuestión |
| X_o | Concentración de sólidos del influente |
| X_{ML} | concentración de SST en licor mezclado |
| σ^2 | Varianza |
| α | Relación de caudal de recirculación |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|---|----|
| Figura 1. Principales PTARs de Monterrey. | 2 |
| Figura 2. Diagrama del tratamiento secundario de la PTAR “Dulces Nombres”. | 4 |
| Figura 3. Sistema de tratamiento biológico mediante lodos activados. | 6 |
| Figura 4. Diagrama de las etapas para la calibración del ASM1. | 9 |
| Figura 5. Tipos de reactores más utilizados en el tratamiento de aguas residuales: a) flujo pistón, b) mezcla completa. | 11 |
| Figura 6. Curva típica de concentración del trazador en el influente y efluente. | 17 |
| Figura 7. Estímulo y respuesta de un CSTR a la inyección de un trazador; (a) continua, curva F; (b) Pulso, curva E. | 19 |
| Figura 8. Área bajo la curva de concentración de trazador. | 20 |
| Figura 9. Curva E: punto A- no se detecta trazador; punto B- primer señal; punto C- concentración máxima; punto D- últimos elementos de trazador. | 20 |
| Figura 10. Concentraciones medidas del trazador (izquierda) para generar la curva F. A-concentración constante, B- eliminación repentina del suministro de trazador, C- concentración de todos los elementos de trazador. | 22 |
| Figura 11. Efecto de la varianza sobre la forma de la curva E o C. | 25 |
| Figura 12. Respuesta de la curva E respecto a la variación del modelo de dispersión. | 26 |
| Figura 13. Curvas E y F para una serie de reactores. | 28 |
| Figura 14. Proceso de sedimentación secundaria. | 29 |
| Figura 15. Esquema de funcionamiento de un sedimentador secundario en estado estacionario. | 32 |

| | |
|---|----|
| Figura 16. Procedimiento para el desarrollo de la curva de flujo de sólidos en función de la concentración. | 33 |
| Figura 17. Análisis de sedimentación mediante flujo de sólidos. | 34 |
| Figura 18. Análisis del <i>Punto de Estado</i> . | 36 |
| Figura 19. Posibles estados de operación de un sedimentador secundario. | 39 |
| Figura 20. Diagrama de líneas de flujo de la PTAR “Dulces Nombres”. | 49 |
| Figura 21. Medición de caudal mediante prueba de trazador. | 51 |
| Figura 22. Preparación de estándares de rodamina WT. | 52 |
| Figura 23. Columna de sedimentación. | 57 |
| Figura 24. Esquema descriptivo del funcionamiento del tratamiento secundario de la PTAR. | 62 |
| Figura 25. Curvas de respuesta a para diferentes volúmenes de rodamina WT agregados. | 64 |
| Figura 26. Curva de repuesta a un volumen de 8 L de rodamina WT. | 65 |
| Figura 27. Distribución de frecuencia de muestreo, aplicada a los dos reactores. | 66 |
| Figura 28. Medición de caudal de Q20 mediante prueba de trazador. Inyección en el sedimentador primario. | 68 |
| Figura 29. Curva de concentración de rodamina WT. | 70 |
| Figura 30. Simulación del modelo de 4 tanques en serie, utilizando caudales medidos, sin corrección. | 72 |
| Figura 31. Distribución de tiempos de residencia para los reactores 1 y 5. | 74 |
| Figura 32. Simulación de curvas de respuesta utilizando los Q_{in} calculados a partir del T_{prom} . | 74 |
| Figura 33. Curvas de respuesta, utilizando los Q_{rec} medidos y Q_{in} simulados | 76 |
| Figura 34. Análisis de Sensibilidad. | 77 |

| | |
|--|-----|
| Figura 35. Curvas de ajuste para los caudales estimados simultáneamente. | 78 |
| Figura 36. Validación del mejor modelo propuesto mediante χ^2 . | 80 |
| Figura 37. Reactor 1 (izquierda) y reactor 5 (derecha); curvas de ajuste; modelo de 2, 3, 4, 5 y 7 tanques colocados en serie. | 81 |
| Figura 38. Curvas de velocidad de sedimentación. | 83 |
| Figura 39. Velocidades de sedimentación para las curvas del día 21 de enero de 2008. | 84 |
| Figura 40. Ajuste de modelos de velocidad de sedimentación para los sedimentadores 1. | 89 |
| Figura 41. Curvas de flujo de sólidos, simuladas con parámetros de ajuste para cada modelo de velocidad de sedimentación. | 90 |
| Figura 42. Ajuste de modelos de velocidad de sedimentación para el sedimentador 2. | 92 |
| Figura 43. a) Aplicación de los parámetros de ajuste del modelo de Velisind y, b) análisis de sensibilidad. | 94 |
| Figura 44. Curvas de flujo de sólidos, simuladas con parámetros de ajuste para cada modelo de velocidad de sedimentación. | 96 |
| Figura 45. Análisis de punto de estado, funcionamiento actual. | 97 |
| Figura 46. Posibilidades de operar fuera del límite para: a) los sedimentadores 1, 3, 4 y 5, y, b) el sedimentador 5. | 99 |
| Figura 47. Posibilidades de operar en buenas condiciones para los reactores 1. | 100 |
| Figura 48. Relación entre el IVL y la velocidad de sedimentación. | 102 |

ÍNDICE DE TABLAS

| | |
|--|-----|
| Tabla 1. Trazadores más comunes. | 15 |
| Tabla 2. Puntos de medición de caudal durante campaña de muestreo. | 48 |
| Tabla 3. Mezclas de licor y agua tratada. | 58 |
| Tabla 4. Parámetros de operación y diseño nominales. | 63 |
| Tabla 5. Mediciones de caudal en diferentes puntos de la planta, utilizando el método inyección continua de un trazador. | 67 |
| Tabla 6. Caudales obtenidos de los medidores de flujo. | 72 |
| Tabla 7. Caudal influente para los reactores 1 y 5. | 74 |
| Tabla 8. Caudal influente para los reactores 1 y 5. | 76 |
| Tabla 9. Q_{in} , resultado de la simulación y su χ^2 . | 79 |
| Tabla 10. Especificaciones para cada modelo generado. | 82 |
| Tabla 11. Concentración de SST en el licor mezclado utilizado en las pruebas de velocidad de sedimentación en columna. | 83 |
| Tabla 12. Velocidades de sedimentación respecto a la concentración de SST de cada curva. | 86 |
| Tabla 13. Parámetros de ajuste de modelos de velocidad de sedimentación, para el sedimentador 1, 3,4 y 5. | 87 |
| Tabla 14. Parámetros de ajuste de modelos de velocidad de sedimentación, para el sedimentador 2. | 91 |
| Tabla 15. Valores promedio de los parámetros de ajuste para el modelo de Vesilind. | 93 |
| Tabla 16. Datos de operación para los sedimentadores secundarios. | 96 |
| Tabla 17. Resultado de medición de sólidos, como parámetro de calidad del efluente. | 101 |

INTRODUCCIÓN

Actualmente, en países avanzados como los europeos y norteamericanos (Estados Unidos y Canadá) se ha incrementado el uso de la simulación del proceso de tratamiento de aguas residuales, no solo municipales, sino también industriales y de servicios. La simulación de este tipo de procesos implica el uso de la modelación dinámica con fines de diagnóstico, diseño, optimización y ampliación de plantas de tratamiento de aguas residuales (PTARs) e incluso como herramienta de capacitación de personal y análisis de resultados en conjunto con autoridades gubernamentales. Sin embargo, la simulación tiene el inconveniente de requerir de estudios previos y detallados para la calibración del modelo que mejor describa el funcionamiento de una planta de tratamiento de aguas residuales. Los estudios requeridos para la modelación implican una inversión relativamente alta debido a la gran cantidad de análisis necesarios, mismo que puede ser abatido con la cooperación conjunta de instituciones privadas y públicas, ya que el tratamiento del agua residual no solo es tarea de las instituciones públicas.

La presente investigación se realizó en la planta de tratamiento de aguas residuales “Dulces Nombres”, ubicada en la ciudad de Monterrey, N.L. Uno de los principales aspectos que caracterizan a la ciudad de Monterrey es su industria enclavada dentro de la propia ciudad, dando como resultado, una gran demanda de agua tanto para uso industrial, como para uso doméstico y comercial. Es por esto, que el Servicio de Agua y Drenaje de Monterrey (SADM) (organismo regulador del suministro y tratamiento de agua), ha implementado una serie de acciones para el cuidado, suministro y tratamiento del preciado líquido, lo que le ha permitido posicionarse en el primer lugar a nivel nacional, en el tratamiento y reutilización del agua residual generada, sea esta industrial, doméstica o comercial (www.cna.gob.mx).

El presente trabajo se centró en el establecimiento de un modelo hidráulico que describiera el funcionamiento del proceso de lodos activados de la PTAR “Dulces Nombres”. Esta PTAR, es la de mayor capacidad a nivel nacional con un caudal promedio tratado de 18,000 m³/h.

Por otra parte, se estableció un modelo para describir la velocidad de sedimentación del licor mezclado en los sedimentadores secundarios de la planta. Esto implicó la determinación de los parámetros de ajuste de los modelos de velocidad de sedimentación de Vesilind, Cho y Takács.

Finalmente se realizó un análisis de punto de estado como medio para determinar si los sedimentadores secundarios se encontraban operando correctamente, y por otra parte, evaluar los límites de carga hidráulica con que podría operar la planta sin riesgo alguno de desbordamiento o arrastre de biomasa.

1. ANTECEDENTES

Actualmente, los procesos de mayor aplicación en la depuración de las aguas residuales municipales en México son las lagunas de estabilización y los lodos activados. Sin embargo, a pesar de que el número de plantas de tratamiento de aguas residuales (PTARs) es mucho mayor para el caso de lagunas de estabilización, la cantidad de agua tratada mediante este proceso apenas llega al 18% del caudal total tratado a nivel nacional, mientras que con el proceso de lodos activados se logra tratar el 41% con un número menor de PTARs, debido a que este proceso es más eficiente.

A partir de 1995 el número de PTARs construidas en México se ha incrementado, sin embargo, muchas de las que estaban en operación han dejado de funcionar debido a problemas relacionados con deficiencias en su diseño, operación y falta de interés por parte de los líderes políticos en cuanto a la inversión de capital para capacitación de personal y compra de equipo sofisticado para el buen funcionamiento de dichas PTARs (www.cna.gob.mx).

1.1 PTAR “Dulces Nombres”.

La ciudad de Monterrey, capital del estado de Nuevo León (N.L.), considerada como una de las ciudades de mayor concentración industrial en México, está comprometida con el mejoramiento de la calidad ambiental, por lo que habitantes y gobierno han venido implementando una serie de tecnologías en el tratamiento de sus aguas residuales desde hace ya década y media, lo cual les ha permitido que en la actualidad el 100% de sus aguas residuales municipales sean tratadas y en su gran mayoría reutilizadas en la agricultura y en la generación de energía eléctrica

principalmente, mediante diversas acciones, logrando con ello un verdadero desarrollo sustentable.

Entre las PTARs construidas o modificadas en la última década y media por el gobierno de Nuevo León, destacan la Noreste, Norte y Dulces Nombres, mostradas en la figura 1, con capacidades nominales de tratamiento de 4,500, 9,000 y 18,000 m³/h, respectivamente. Éstas son operadas por el Servicio de Agua y Drenaje de Monterrey (SADM), organismo con el cual el Centro Interamericano de Recursos del Agua (CIRA), mantiene una relación de cooperación, para llevar a cabo las investigaciones necesarias en la PTAR “Dulces Nombres”, para la recopilación de datos que permitan la calibración del modelo que describa el funcionamiento del proceso de lodos activados, con la finalidad de ser útil para futuras aplicaciones de evaluación, control, capacitación y optimización de la PTAR “Dulces Nombres” e incluso en el diseño de nuevas PTAR.



Figura 1. Principales PTARs de Monterrey.

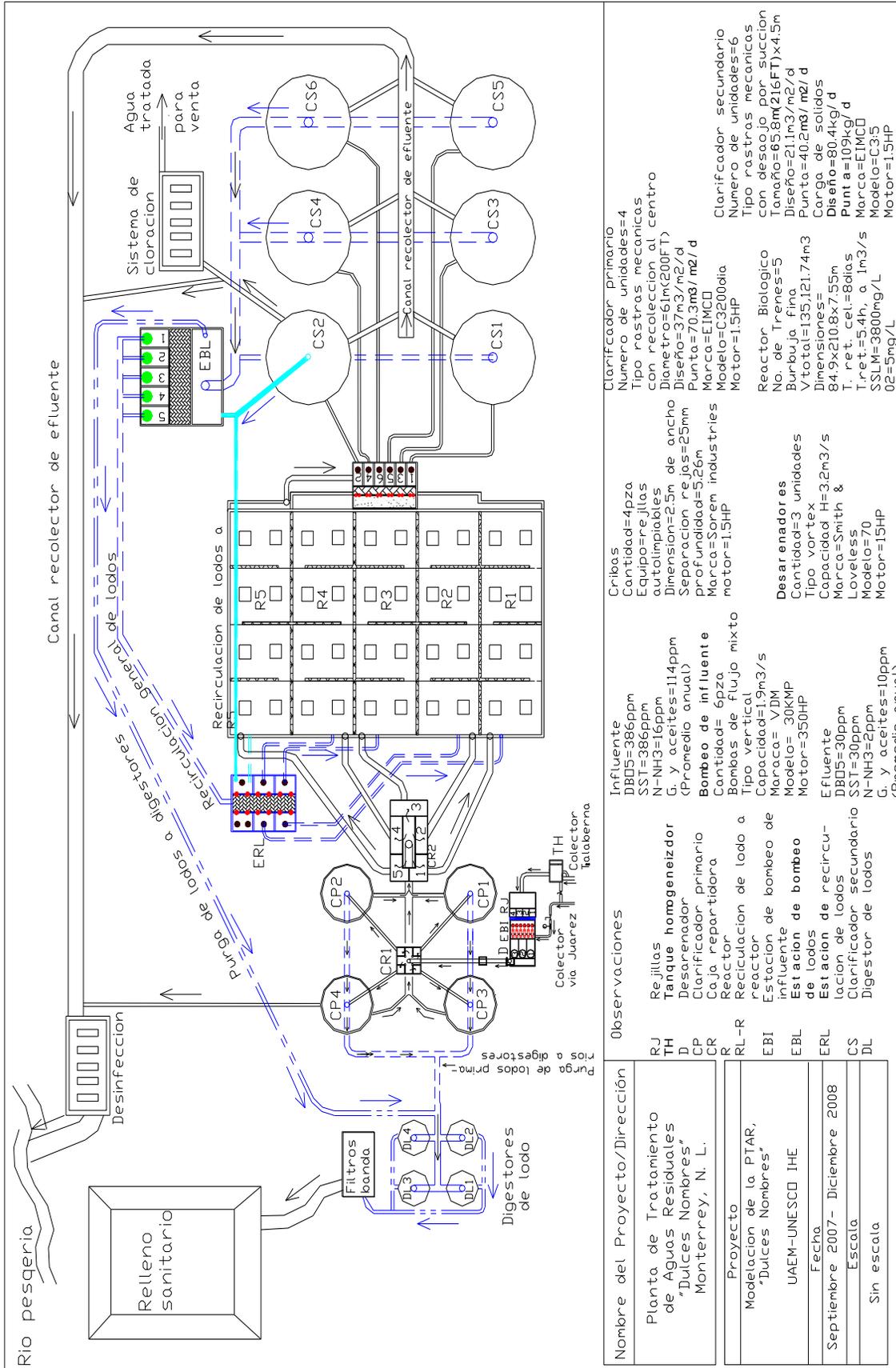
1.2. Funcionamiento de la PTAR “Dulces Nombres”.

El *tratamiento preliminar*, mostrado en la figura 2, consiste en la medición del influente, cribado, bombeo y remoción de arenas antes de la clarificación primaria. El agua residual llega a la PTAR por medio de dos colectores; el Talavera y el Juárez. El colector Juárez descarga el agua residual en un tanque que distribuye el caudal total de forma directa a los desarenadores tipo vórtex.

El colector Talaverna envía su caudal hacia el cárcamo de bombeo, el cual esta dividido en dos compartimientos cada uno con tres bombas, lo que permite dar mantenimiento a dicha estación, las bombas están diseñadas para suministrar el flujo pico horario aún con una fuera de funcionamiento (todas tienen la misma capacidad), éstas, descargan su caudal al mismo tanque que recibe el caudal del colector Juárez. La arena es colectada en el fondo del desarenador tipo vórtex y bombeada como lodo a uno de los dos clasificadores de arena donde se lava y se desagua en un transportador de tornillo. Esta arena es enviada al relleno sanitario y el agua se envía al canal del influente.

El *tratamiento primario* consta de cuatro sedimentadores circulares. El caudal fluye hacia cada uno de los sedimentadores primarios desde la caja repartidora uno (CR1) que esta dividida en cuatro partes iguales. Este sistema permite dejar fuera de servicio alguno de los sedimentadores para darle mantenimiento sin la necesidad de parar por completo la planta. Los raspadores mueven el lodo sedimentado hacia el centro de cada sedimentador el cual es bombeado hacia los digestores, sin embargo, también es posible enviar el lodo de un sedimentador a otro ya que se encuentran interconectados. Las natas son transportadas a una de las dos cajas de bombeo (en cada sedimentador) y posteriormente enviadas hacia los digestores anaerobios. El agua de los sedimentadores es entonces enviada a la caja repartidora dos (CR2) mostrada en la figura 2, que esta dividida en 5 partes de igual tamaño, cuya función es distribuir el agua residual hacia cada uno de los 5 trenes de tratamiento biológicos.

El *tratamiento secundario* mostrado en la figura 2, se realiza mediante 5 reactores, cada uno dividido en 4 compartimientos en los cuales se introduce aire mediante dos sopladores para cada uno de los 4 primeros reactores, mientras que para el 5º se realiza con 3. El aire suministrado mediante difusores de burbuja fina se mezcla con el agua para proveer a los microorganismos del oxígeno necesario para que estos puedan llevar acabo el proceso de degradación de los contaminantes orgánicos contenidos en el agua.



| Nombre del Proyecto/Dirección | Observaciones |
|---|--|
| Planta de Tratamiento de Aguas Residuales "Dulces Nombres" Monterrey, N. L. | <p>Influente DBO5=386ppm SST=386ppm N-NH3=16ppm G. y aceites=114ppm (Promedio anual) Bombas de influente Cantidad= 6pza Bombas de flujo mixto Tipo vertical Capacidad=19m3/s Marca= VDM Modelo= 30KMP Motor=350HP</p> <p>Rejillas Tanque homogeneizador Desarenador Clarificador primario Caja repartidora Reactor Recirculación de lodo a reactor Estación de bombeo de influente Estación de bombeo de lodos Estación de recirculación de lodos Clarificador secundario Digestor de lodos</p> <p>Cribas Cantidad=4pza Equipo=rejillas autolimpiables Dimension=2.5m de ancho Separación rejillas=25mm profundidad=5.26m Marca=Soarem industries motor=1.5HP</p> <p>Desarenadores Cantidad=3 unidades Tipo vortex Capacidad H=3.2m3/s Marca=Smith & Loveless Modelo=70 Motor=15HP</p> <p>Clarificador primario Numero de unidades=4 Tipo rastras mecanicas con recolección al centro Diametro=61m(200FT) Diseño=37m3/m2/d Punta=70.3m3/m2/d Marca=EIMCO Modelo=C3200dia Motor=1.5HP</p> <p>Reactor Biológico No. de Trenes=5 Burbuja fina Vtotal=135,121.74m3 Dimensiones= 84.9x210.8x7.55m T. ret. cel.=8días T. ret. sl=5.4h, a. 1m3/s SSLM=3800mg/L O2=5mg/L</p> |
| Proyecto Modelación de la PTAR, "Dulces Nombres" UAEM-UNESCO IHE | |
| Fecha Septiembre 2007 - Diciembre 2008 | |
| Escala Sin escala | |

Figura 2. Diagrama de la PTAR "Dulces Nombres".

Todos los reactores descargan el licor mezclado a un canal común, sin embargo, el de los primeros cuatro no se mezcla con el del quinto, este último es un sistema de tratamiento independiente, ya que el licor mezclado se envía al sedimentador secundario 2 (sin mezclarse con el resto del licor). Incluso la recirculación es enviada directamente a la caja repartidora de lodo (no se mezcla con el resto del lodo) y de ahí al reactor cinco, mientras que el de los otros reactores se mezcla en el canal antes de ser distribuido hacia cuatro de los 5 sedimentadores restantes. El licor purgado del sedimentador 2 se envía a la estación de bombeo de lodo (EBL) de los otros sedimentadores, mismos que envían su lodo a través de un canal común a dicha estación, para ser recirculado hacia una caja repartidora de lodos (ERL) la cual distribuye el lodo a los primeros cuatro reactores. El lodo de desecho (purga) se retira en la estación de bombeo de lodos y es enviado hacia el edificio de espesamiento de estos, para posteriormente ser reenviados hacia los digestores anaerobios.

El efluente final es desinfectado mediante cloro y es descargado al río Pesquería, mientras que el influente desviado es clorado y descargado en el río El Ayancual.

En cuanto al *tratamiento de lodos*, el lodo que se retira de los sedimentadores primarios y es bombeado directamente a los digestores al igual que las natas. Los lodos purgados del tratamiento secundario son bombeados hacia un cárcamo de lodos de desecho, es acondicionado con polímero y descargado a uno o más de los espesadores de banda gravimétricos, donde el lodo es concentrado, posteriormente éste cae a la tolva, desde donde son descargados al cárcamo de lodos espesados y luego llevados a los digestores anaerobios. Para mantener un ambiente apropiado para la digestión anaerobia, el lodo es mezclado mediante líneas externas que bombean el lodo del fondo de los digestores hacia la parte superior, además de contener un mezclador central. Estas líneas exteriores sirven como intercambiadores de calor para mantener una temperatura de

aproximadamente 35 °C. El lodo digerido es bombeado hacia el cárcamo de lodos digeridos y de aquí a uno o más de los ocho filtros banda prensa para ser desaguado.

1.3. Proceso de lodos activados.

En la figura 3, se muestra un diagrama del proceso de lodos activados tradicional, en el cual, están involucrados, un tanque aireado y un sedimentador secundario. Éste, es un proceso biológico, en el cual, los microorganismos (principalmente bacterias) que son el principio fundamental de este sistema, degradan la materia orgánica y parte de la inorgánica (sustrato o alimento) capaz de oxidarse aeróbicamente, utilizando reacciones metabólicas características de microorganismos (biomasa en suspensión). Éste proceso convierte en flocs biológicos aquellas sustancias que no sedimentan de manera natural, por estar finamente divididas, disueltas y/o en estado coloidal.

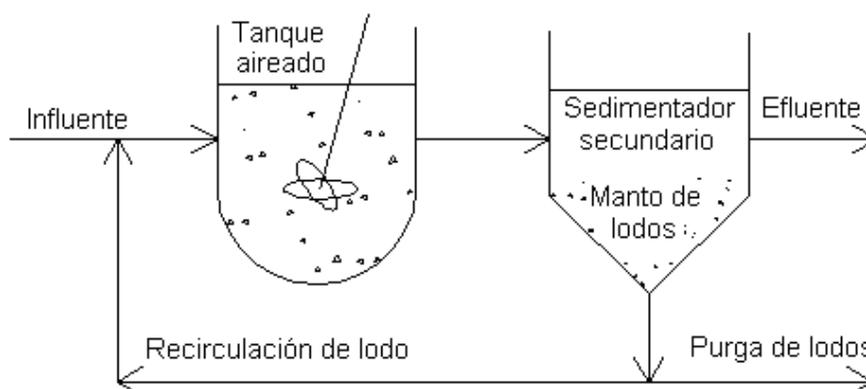


Figura 3. Sistema de tratamiento biológico mediante lodos activados.

Los flocs se forman en el reactor biológico (tanque aireado) y se separan del efluente en el sedimentador secundario (sedimentador), como se muestra en la figura 3. Para mantener una cantidad suficiente de flocs (biomasa) en el reactor, con la capacidad de degradación de materia orgánica y características de sedimentación correctas en flujo continuo, es necesario recircular una porción del lodo sedimentado. Esta recirculación de

lodos se denomina RAS (*Return Activated Sludge*). El lodo activado, al absorber la materia contaminante del agua, crece, se desarrolla y aumenta en número de manera continua, razón por la cual es necesario purgar cierta cantidad de lodos del sistema. Esta purga se denomina WAS (*Waste Activated Sludge*).

Dentro de las principales clases de bacterias presentes en los lodos activados se encuentran las heterótrofas y las autótrofas, las primeras, son las responsables de la remoción de la materia orgánica y requieren de oxígeno para respirar y oxidar la materia orgánica, mientras que las segundas son las encargadas de llevar a cabo la oxidación del material nitrogenado (Metcalf y Eddy, 2003).

1.4. Fundamentos de modelación.

La modelación se considera como una parte inherente al diseño y operación de una PTAR (Henze *et al.*, 1987; Yuan *et al.*, 1997; Vanhooren *et al.*, 2003). Un modelo es una descripción matemática de una serie de procesos que ocurren en un sistema de control (tanques y reactores). Sin embargo, el hecho de que un modelo se ajuste bien a los datos experimentales, y que prediga bien el comportamiento del sistema estudiado, no significa que los mecanismos del modelo sean correctos desde el punto de vista microbiológico (Van Loosdrecht y Henze, 1999). La modelación de procesos biológicos es una herramienta que permite comprender, analizar, describir y verificar los procesos hidráulicos y cinéticos involucrados en el tratamiento biológico de aguas residuales a partir de la combinación de computadoras, software y métodos numéricos (Scenna, 1999; Gernaey *et al.*, 2006). Un modelo es capaz de predecir el comportamiento del proceso antes de su funcionamiento, siendo aplicable al diseño, evaluación, monitoreo y control de los procesos de tratamiento de aguas residuales (Yuan *et al.*, 1997; Kops *et al.*, 1999). La complejidad de la modelación disminuye o aumenta de acuerdo con el número de

componentes y procesos involucrados, lo cual también depende de si el modelo se basa en un sistema en estado estacionario o dinámico (Gujer, 2006; Escalas, 2006).

A pesar del gran número de modelos que describen de manera muy compleja el proceso de lodos activados (Reichert, 2006; Gujer 2006), el Modelo de Lodos Activados No. 1 (ASM1) presentado por la IAWQ (International Association of Water Quality), en 1987, sigue siendo el de mayor aceptación debido a su presentación sistemática, que facilita su entendimiento a través de una matriz (Henze *et al.*, 1987; Gernaey *et al.*, 2006). El ASM1 permite describir los procesos de degradación de materia orgánica, nitrificación y desnitrificación (Henze *et al.*, 1987; Gujer, 1991).

Considerar únicamente la biología de una PTAR no es suficiente para modelar un sistema de tratamiento, ya que la actividad de los microorganismos depende tanto de la transferencia de masa de sustratos y productos, como de las propiedades de mezcla del reactor (De Clercq *et al.*, 1999).

Para la resolución de los balances de masa generados durante la modelación del proceso, es necesario el uso de algún software de simulación ambiental que tenga implementado los conceptos del ASM1, como AQUASIM, BIOWIN, GPS-X, SIMBA, etc. Algunos modelos presentan sistemas de ecuaciones ya manipuladas o simplificadas, lo que sólo aumenta su complejidad y dificulta su comprensión. AQUASIM es un programa muy recomendable para la docencia e investigación, ya que permite comprender la importancia de cada uno de los parámetros involucrados en el modelo (Reichert, 1995, 1998a, 2006).

1.5. Calibración de modelos

La calibración de modelos se entiende como la adaptación de un modelo para describir el funcionamiento de una PTAR bajo estudio. Es importante comprender cuál es

el propósito del modelo, ya que esto determina la calidad y cantidad de información necesarias (Henze *et al.* 1987).

Petersen *et al.* (2002) proponen realizar la calibración del ASM1, siguiendo cada una de las etapas mostradas en el diagrama de la figura 4.

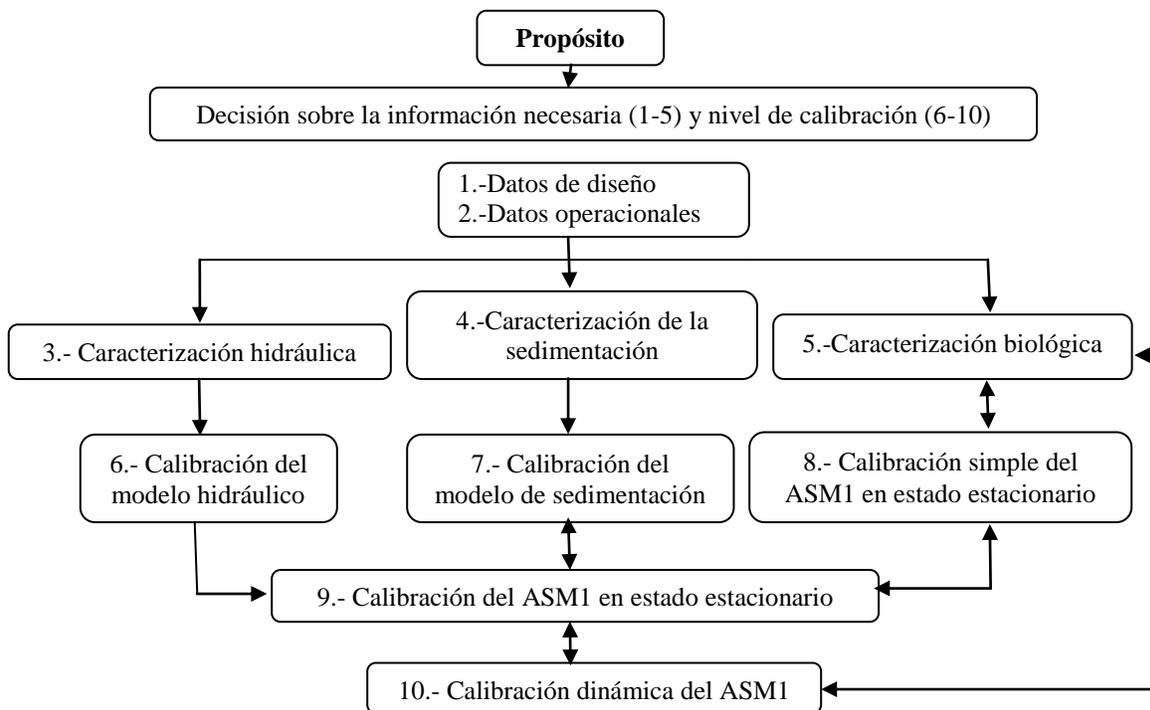


Figura 4. Diagrama de las etapas para la calibración del ASM1.

El interés de este trabajo se centra en las etapas 1, 2, 3, 4, 6 y 7, razón por la cual, se describen aspectos relacionados con ellas. Como lo muestra el diagrama anterior, en primer lugar, se debe definir el propósito de la calibración del modelo, ya que puede o no llevarse a cabo todas las etapas presentadas. Básicamente, las etapas 1-5 corresponden a la fase inicial de recopilación de información a partir de distintas fuentes. Los datos de diseño (1) y operacionales (2) son siempre necesarios, por ejemplo, las variaciones de carga y flujo son importantes en el diseño, caracterización hidráulica, sedimentación de lodo y caracterización biológica.

Cuando se planea calibrar una planta con base en el ASM1, uno de los primeros requerimientos es determinar el modelo hidráulico de los tanques aireados (reactores) de la planta (Coen *et al.*, 1998; De Clercq *et al.*, 1999; Fall *et al.*, 2006; Fall y Loaiza, 2007).

Muchas plantas no tienen la eficiencia esperada debido a deficiencias hidráulicas que ocasionan problemas (cortocircuito, recirculación interna) y que afectan los períodos de retención del agua en los reactores. Estas situaciones tienen su origen en deficiencias de diseño y/o en prácticas inadecuadas de operación de las unidades de tratamiento (Pérez, 1992).

1.6. Dinámica de reactores.

Dentro de los procesos de tratamiento de aguas residuales existen tres clases de variables que afectan el funcionamiento de la planta de manera determinante, las cuales son:

- Las características físicas y químicas del agua residual; composición de acuerdo a su procedencia.
- Las condiciones ambientales del lugar en que se ubica la planta, y
- Las características hidráulicas del reactor biológico utilizado.

Las primeras dos clases de variables son difíciles de controlar, sin embargo la tercera si es controlable, por lo que se convierte en la más importante para el diseño y control de una planta (WEF, 1998).

La modelación de los procesos hidrodinámicos permite describir la configuración y volumen del reactor, el comportamiento del reactor (tipo de mezcla, tipo de flujo, volumen, etc.), las velocidades del flujo líquido a la entrada y entre los tanques (compartimentos), la velocidad de recirculación y extracción del lodo sedimentado en el sedimentador

secundario, así como la tasa de recirculación interna del proceso de lodos activados (Gernaey *et al.*, 2006).

1.6.1. Reactores ideales.

El conocimiento de las características hidráulicas de los reactores utilizados en el proceso de lodos activados es imprescindible para predecir los resultados del tratamiento al que se somete un agua residual. Los dos tipos de reactores (figura 5) utilizados en el tratamiento de aguas residuales son:

- Reactores de flujo pistón (PFR, por sus siglas en ingles, plug flow reactor), y
- Reactor de mezcla completa (CSTR, por sus siglas en ingles, continuously stirred tank reactor).

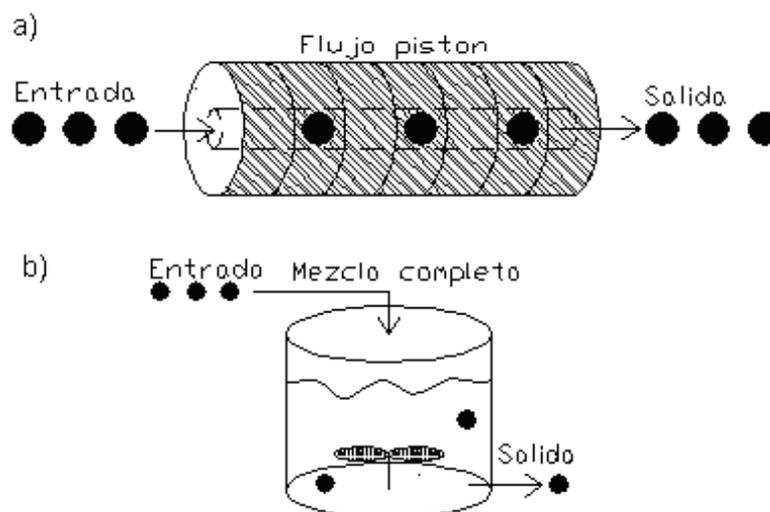


Figura 5. Tipos de reactores más utilizados en el tratamiento de aguas residuales: a) flujo pistón, b) mezcla completa.

El reactor de flujo pistón (figura 5a), opera bajo la suposición de que todo el flujo es unidireccional, es decir que el agua residual pasa a través del reactor con muy poca o

nada de mezcla axial y sale en la misma secuencia con que entró. Los elementos no biodegradables u oxidables mantienen su identidad y el tiempo que permanecen en el reactor (tiempo de retención hidráulica) es el mismo que el tiempo de retención nominal.

El reactor de mezcla completa (figura 5b), opera bajo la suposición de que la mezcla es total e instantánea. Este reactor puede funcionar de forma continua o estacionaria. El agua residual se alimenta de manera continua y permanece un tiempo determinado en el reactor, la concentración de algún componente del agua en tratamiento dentro del reactor es la misma que la del efluente.

La principal ventaja de los reactores de flujo pistón está relacionada con su alta eficiencia y menor volumen, ya que son mucho más pequeños en relación con los de mezcla completa. Sin embargo, su desventaja es que son muy sensibles a cambios bruscos de carga orgánica. El CSTR es el más utilizado en el tratamiento de aguas residuales mediante lodos activados, ya que una serie de tanques permite obtener la misma eficiencia que con el PFR (WEF, 1998; Metcalf y Eddy, 2003).

El comportamiento hidráulico de los reactores se caracteriza típicamente mediante una prueba de trazador, la cual permite generar la curva de distribución de tiempos de residencia (RTD), que es un método simple y exitoso que permite establecer las condiciones de funcionamiento de los reactores a gran escala.

1.6.2. Medición de la distribución del tiempo de residencia.

Si supiéramos exactamente los que ocurre en el interior de un reactor, es decir, si dispusiéramos de una representación completa de la distribución de velocidades del agua residual, podríamos predecir el comportamiento del reactor biológico. En la realidad, en muchos casos no necesitamos conocer muchas cosas; simplemente cuanto tiempo permanece cada una de las moléculas en el reactor, o más exactamente la distribución de tiempos de residencia de la corriente del fluido.

Muchos proyectos de diseño y optimización de plantas incluyen modificaciones o expansiones con base en los tanques con que se cuenta, para obtener resultados satisfactorios, es necesario realizar una prueba de trazador que permita determinar los efectos de dispersión de los componentes del agua residual en cada posible configuración (disposición de los tanques en un reactor) de una planta, para finalmente optar por el diseño que proporcione el mejor resultado. Las siguientes consideraciones son de suma importancia cuando se pretende realizar pruebas de trazador:

- ¿Que condiciones de flujo debe considerarse para la prueba?
- ¿Que tipo de trazador debe ser utilizado?
- ¿Como debe ser inyectado y monitoreado el trazador?

Las características hidráulicas de un reactor, las curvas resultantes de una prueba de trazador y la plataforma de cálculo pueden responder de forma distinta en función de las condiciones de flujo. Por esta razón, es necesario que las pruebas de trazador sean realizadas sobre todo el intervalo de flujo hidráulico diario, desde un mínimo hasta un máximo de carga hidráulica (condiciones dinámicas o en tiempo real). Las pruebas en condiciones máximas (extremas) son las más importantes ya que normalmente los reactores son diseñados con base en las peores condiciones (WEF, 1998).

1.6.2.1. Selección del trazador.

La importancia del uso de trazadores incluye: 1) identificación de cortocircuitos del influente en los reactores y tanques de sedimentación, 2) evaluación del tiempo de retención hidráulico real, 3) establecimiento del modelo de flujo del sistema y 4) establecimiento del grado de precisión en el estudio de medidas correctivas de algún problema en el proceso de lodos activados.

Cualquier material que pueda ser medido y que no afecte las características del agua residual en el reactor puede ser usado como trazador. Actualmente existen varios tipos de trazadores tales como tintes, sales, compuestos radiactivos y fluoruros. La selección del trazador debe realizarse con previo conocimiento de las ventajas y desventajas de cada una de las posibilidades, obviamente la característica más deseada es que sea un material inerte y que posea las siguientes propiedades (Metcalf y Eddy, 2003):

- No debe reaccionar con el agua, componente alguno del agua o con los materiales de construcción del reactor,
- No debe modificar la densidad del agua,
- Debe ser de fácil inyección y detección (medición),
- Que sea de fácil manejo,
- Debe ser barato y poder transportarse sin mayor problema,
- De preferencia no deberá existir traza alguna en la corriente efluente de agua residual (concentración de fondo),
- ***Y sobre todo, su descarga a cuerpos de aguas naturales no deberá contribuir a violación alguna de las leyes y normas ambientales de cualquier nación*** (Metcalf y Eddy, 2003).

Cualquier sustancia que no cumpla con la mayoría de estos requerimientos y ***principalmente con el primero y último***, no deberá ser usada como trazador. En la tabla 1, se presenta una lista de algunos trazadores, debe notarse que ninguno posee todas las características deseables, por lo que al seleccionar el tipo de trazador deberá tenerse en cuenta esta consideración y tomar las precauciones correspondientes (WEF, 1998; Metcalf y Eddy, 2003).

Tabla 1. Trazadores más comunes (WEF, 1998).

| Componente Trazador | Formula química | Método de análisis | Observaciones |
|---|--|------------------------------|--|
| Fluoruro | H ₂ SiF ₆ ^a | Conductimetría | Puede sorberse dentro de algunos sólidos |
| Sodio | NaCl ^b | Absorción atómica | Presente en el agua residual |
| Litio | LiCl ^c | Absorción atómica | Costo de análisis muy alto |
| Tinte | Rodamina WT Rojo congo | Fluorometría Fluorometría | Reacciona con algunos oxidantes |
| Cloruro | NaCl | Método del nitrato-mercurio | Presente en el agua residual |
| Nombre común: a fluoresceína b Cloruro de sodio c Cloruro de litio | | | |

Entre los trazadores más utilizados en los sistemas de aguas naturales y residuales se encuentran: rojo congo, ácido fluorosalicílico, hexafluoruro de azufre, pontacil rosa brillante B, potasio, permanganato de potasio, rodamina WT (Fall y Loaiza, 2007), cloruro de litio (Petersen *et al.*, 2002), cloruro de sodio (es el más utilizado para fines educativos) y fluoresceína (Metcalf y Eddy, 2003). El pontacil rosa brillante B (la forma ácida de la rodamina WT) es útil en estudios de dispersión ya que no se absorbe muy rápido dentro las superficies. Ya que la fluoresceína, la rodamina WT y el pontacil rosa brillante B pueden detectarse a muy bajas concentraciones usando un fluorómetro, se han convertido en los trazadores más utilizados en las pruebas realizadas en plantas de aguas residuales. El cloruro de litio es más utilizado en el estudio de sistemas naturales, el cloruro de sodio era utilizado durante los primeros estudios de trazadores realizados sin embargo actualmente se tiene conocimiento de que al mezclarse con el agua tiende a formar corrientes muy densas y disminuye la rapidez de mezcla del agua y sus componentes, por otra parte, el hexafluoruro de azufre se utiliza más bien en sistemas de agua subterránea (Metcalf y Eddy, 2003). Respecto a la fluoresceína, la Rodamina WT

es más útil ya que no es tan sensible a la luz solar (Wilson *et al.*, 1986; www.geology.sdsu.edu).

1.6.2.2. Inyección y detección del trazador.

Las dos formas de inyección del trazador más comunes son la de pulso o golpe y la continua, siendo la primera la más utilizada debido a que se usa una menor cantidad de trazador durante la prueba. Ya que ambas formas pueden ser utilizadas para generar el mismo tipo de datos, la selección del método se realiza principalmente en función del tamaño del reactor y del capital disponible. Obviamente, el objetivo principal de la prueba de trazador es generar una cantidad suficiente de datos de calidad, por lo que es necesario fijar el mejor intervalo de muestreo, algo que no es muy sencillo sin una prueba previa. Por otra parte, el método de inyección seleccionado deberá proporcionar una mezcla y/o dispersión instantánea a la inyección; cuando el trazador es inyectado en unidades de tratamiento con corrientes de entrada paralelas, es necesario contar con datos de caudal influente que permitan realizar el balance de masa correspondiente, de lo contrario se incurre en un error considerable. (WEF, 1998).

En el método de **inyección por pulso o golpe**, se inyecta una cantidad conocida de trazador (N_0) en el flujo de entrada al reactor en el menor tiempo posible. Mientras que en el otro método, se mantiene una inyección continua de trazador durante el tiempo que dure la prueba, lo cual requiere de una gran cantidad de trazador. La concentración del trazador es medida a la salida en función del tiempo. La curva generada es conocida como **curva C** en el análisis de RTD. En la figura 6, se presentan las curvas típicas de la inyección y respuesta para los dos métodos de inyección.

En método de **inyección continua**, una cantidad determinada de trazador es introducido en el influente de forma continua (figura 6), en estado estacionario, hasta alcanzar una concentración constante del trazador a la salida del reactor. Después de

asegurarse que la concentración del trazador es constante, se interrumpe el suministro y se monitorea la disminución de la concentración del trazador hasta la concentración de fondo, si es que ésta existe.

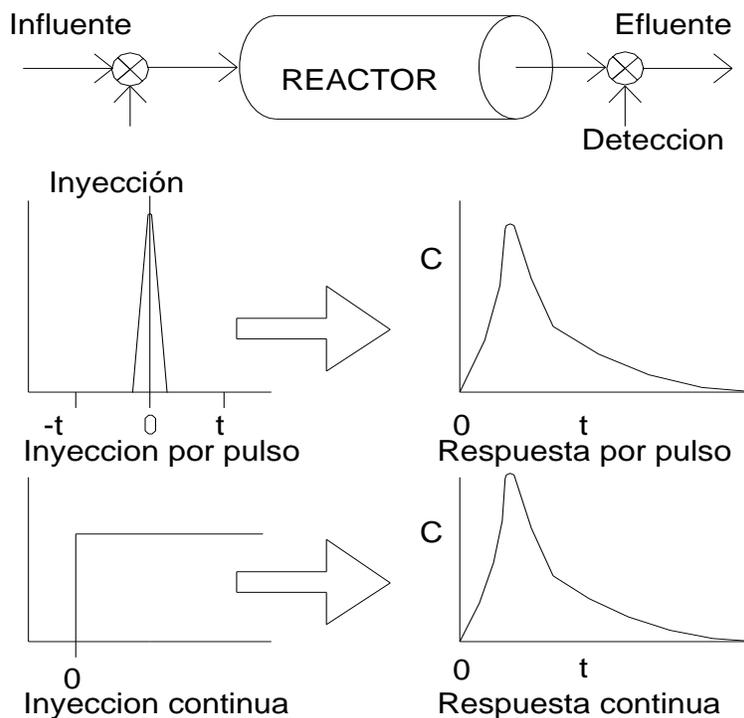


Figura 6. Curva típica de concentración del trazador en el influente y efluente

Para obtener buenos resultados es necesario elegir un intervalo de muestreo (Δt), lo suficientemente pequeño para medir la concentración máxima $C(t)$, alcanzada en el intervalo de tiempo de t y $t+\Delta t$. La cantidad de trazador (ΔN) que sale del reactor junto con el caudal de agua tratada Q , en el intervalo de $t+\Delta t$ esta dada por la Ec. (1):

$$\Delta N = C(t) \cdot Q \cdot \Delta t \quad \text{Ec. (1)}$$

Si la Ec. (1), se divide entre la cantidad total de trazador inyectado en el influente (N_0), se obtiene la Ec. 2, que representa la cantidad de material (agua) que tiene un tiempo de residencia hidráulica dentro del intervalo de t y $t+\Delta t$ (Flogler, 1999).

$$\frac{\Delta N}{N_0} = \frac{C(t) \cdot Q \cdot \Delta t}{N_0} \quad \text{Ec. (2)}$$

Se requiere que la cantidad de trazador inyectado en el influente sea lo suficientemente grande para que la concentración máxima de éste sea detectada y que la inyección se realice en un tiempo corto. Es difícil determinar la cantidad exacta de trazador a utilizar, por lo que se requiere de algunos experimentos preliminares. Si el reactor tiene cortocircuitos y/o zonas de espacios muertos, esto ocasionará que la cantidad de trazador a aplicar sea relativamente grande. Finalmente, la mayor ventaja de utilizar este método es que se utilizará una cantidad de trazador muy pequeña en comparación con el método de inyección continua. Por otro lado, la principal desventaja será que, para obtener los datos de concentración pico es necesario utilizar un equipo que permita monitorear la concentración del trazador a la salida del reactor de forma continua, o en su defecto, diseñar un plan de muestreo muy bien estructurado a partir de las pruebas de ensayo, lo cual es otra desventaja si se cuenta con pocos recursos (WEF, 1998; Metcalf y Eddy, 2003) y la PTAR es muy grande. Los reactores de lodos activados normalmente no trabajan exactamente como flujo pistón o mezcla completa, razón por la cual se producen algunas desviaciones de la idealidad.

En ocasiones existe algo de confusión sobre que tipo de curva (nombradas **E**, **C** y **F**) (figura 7) de respuesta se debe utilizar para interpretar los datos obtenidos en una prueba de trazador, ya que algunas veces el eje de las ordenadas son valores de tiempo (en minutos u horas), y otras veces los valores son relaciones de los tiempos de retención

promedio, sin embargo es común que los resultados sean reportados en función del tiempo.

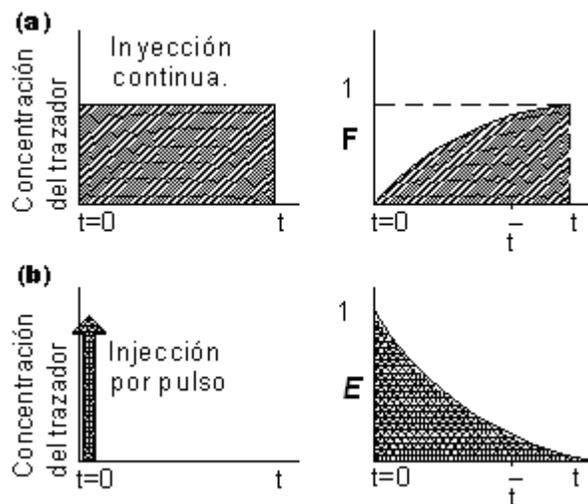


Figura 7. Estímulo y respuesta de un CSTR a la inyección de un trazador; (a) continua, curva **F**; (b) Pulso, curva **E**.

Curva **E**. La distribución del tiempo de residencia (RTD), esta basada en la suposición de que todas los elementos que componen el fluido (agua residual) y que atraviesan el reactor, toman una ruta diferente y por lo tanto el RTD es distinto par cada uno. En algunas ocasiones el RTD se refiere a las edades dentro del reactor y pueden ser definidas como una función **E** tal que $E \cdot dt$ es la fracción de material que permanece en el reactor con edad entre t y $t+dt$ (Levenspiel, 1972). En condiciones ideales, cuando no hay pérdida ni almacenamiento de algún componente dentro del reactor, la curva **E** representa el tiempo que requieren todos los componentes para salir del sistema de tratamiento. Este tipo de curva puede ser obtenida mediante datos experimentales obtenidos con una prueba de pulso, en la cual se divide la concentración del trazador en el efluente al tiempo t por el área bajo la curva (figura 8) de concentración versus tiempo. La ecuación que representa lo anterior es la siguiente:

$$E(t) = \frac{c_i}{\sum_{i=0}^{t_{total}} (c_i \Delta t_i)} \quad \text{Ec. (3)}$$

donde $E(t)$ = es la función de distribución de tiempo de residencia

c_i = concentración de descarga al tiempo t_i , mg/L

t_{total} = tiempo de duración de la prueba, h

Δt_i = diferencia entre dos intervalos de tiempo, h.



Figura 8. Área bajo la curva de concentración de trazador.

En la figura 9, se presenta el área bajo la curva de E de 0 a t_i , que es la fracción de la corriente con edad menor a t_i correspondiente a la concentración c_i y esta dada por la Ec. (4):

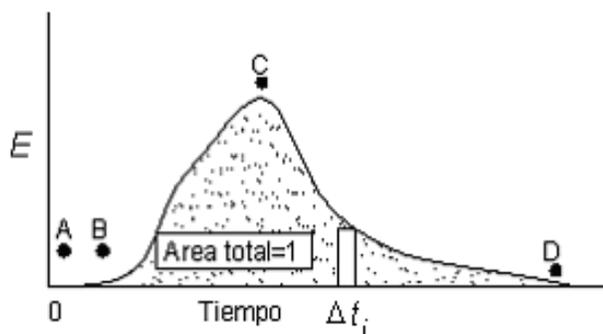


Figura 9. Curva E: punto A- no se detecta trazador; punto B- primer señal; punto C- concentración máxima; punto D- últimos elementos de trazador.

$$\text{corriente con edad menor a } t_i = \int_0^{t_i} E \cdot dt \quad \text{Ec. (4)}$$

Cuando durante la prueba de trazador no existen pérdidas del mismo, debidas a canalización, espacios muertos u absorción sobre las paredes del reactor, el área bajo la curva **E**, es igual a la unidad. Lo anterior se representa con la Ec. (5):

$$\int_0^{\infty} E \cdot dt = 1 \quad \text{Ec. (5)}$$

La curva **E** también identifica un punto de interés, la fracción de corriente más vieja, que puede definirse con la Ec. (6).

$$\text{corriente con edad mayor a } t_i = \int_{t_i}^{\infty} E \cdot dt = 1 - \int_0^{t_i} E \cdot dt \quad \text{Ec. (6)}$$

Curva **C**. Muchos estudios de trazador reportan sus resultados con la curva **C**, mostrada anteriormente en la figura 6. De manera semejante a la curva **E**, la curva **C** es la medición del trazador a la salida del reactor vs. tiempo, después de una inyección de pulso. De acuerdo a lo anterior las curvas **C** y **E** son equivalentes por lo que **C = E** (Ec. (3)):

Curva **F**. En reactores cuyo tiempo de retención es pequeño, la inyección por pulso no favorece los resultados, ya que la prueba se lleva acabo demasiado rápido, la mejor opción es realizar una prueba con inyección continua, la curva generada se muestra en la figura 10.

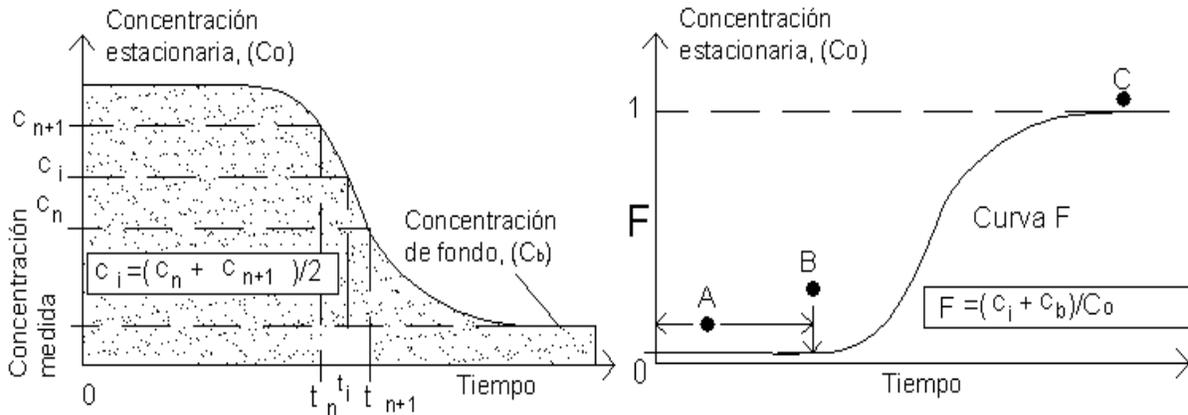


Figura 10. Concentraciones medidas del trazador (izquierda) para generar la curva **F**. A- concentración constante, B- eliminación repentina del suministro de trazador, C- concentración de todos los elementos de trazador.

La curva **F** mostrada a la derecha de la figura 10, se obtiene a partir de la Ec. (7). La fracción del trazador dentro del reactor de 0 a t_i es equivalente a la fracción más joven que t_i , que ha sido definida previamente por la Ec. (4), por lo que matemáticamente la Ec. (8) es verdad.

$$F = 1 - \frac{c_i - c_b}{c_0} \quad \text{Ec. (7)}$$

donde: c_i , es la concentración del trazador al tiempo t_i , mg/L

c_b , es la concentración del trazador en el agua antes de la prueba, mg/L

c_0 , es la concentración máxima del trazador en condiciones estacionarias de la prueba, mg/L

$$F = \int_0^{t_i} E \cdot dt \quad \text{Ec. (8)}$$

Si se diferencian ambos lados de la Ec. (8), es posible obtener una nueva relación, que es igual a **C**:

$$\frac{dF}{dT} = E = C \quad \text{Ec. (9)}$$

Por lo tanto, sin importar que tipo de inyección se utilice, pulso o continua, estos datos pueden ser utilizados para desarrollar cualquier tipo de curva E o F , una vez que se haya calculado el tiempo medio de retención T_{prom} .

Frecuentemente deseamos caracterizar una distribución con pocos valores numéricos. Con este fin la medida más importante es el parámetro locacional de la distribución, denominado media o centroide de la distribución, también llamado tiempo de retención medio, T_{prom} . A partir de la curva C o E es posible calcular el T_{prom} multiplicando la suma de cada elemento de trazador por el área de la curva C a t_i y dividiendo por el área bajo la curva C total. Esto normalmente se conoce como primer momento de la función RTD.

$$T_{prom} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} \quad \text{Ec. (10)}$$

En mediciones discretas, T_{prom} puede determinarse algebraicamente mediante:

$$T_{prom} = \frac{\sum_{i=0}^{t_{total}} t_i \cdot C \cdot dt}{\sum_{i=0}^{t_{total}} c_i \cdot \Delta t} \quad \text{Ec. (11)}$$

T_{prom} puede simplificarse (Ec. (12)) y por lo tanto; $T_{prom} = T_{prom (curva C)}$, $T_{prom, (curva E)}$:

$$T_{prom} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} = \frac{\int_0^{\infty} t \cdot C \cdot dt}{1} = \int_0^{\infty} t \cdot C \cdot dt = \sum t_i \cdot C \cdot dt \quad \text{Ec. (12)}$$

Cuando no existe volumen muerto, pérdidas y/o canalización de trazador, el tiempo de residencia nominal, será igual al tiempo de retención medio ($T_{prom} = t = V/Q$). Las discrepancias del tiempo de retención nominal y medio pueden ser utilizadas para juzgar el funcionamiento del reactor. T_{prom} menores a t pueden interpretarse como severos cortocircuitos y/o espacios muertos resultantes de la pérdida efectiva de volumen del reactor.

Otro parámetro utilizado para caracterizar una distribución es la varianza, σ^2 . Esta, representa el cuadrado de la amplitud de la distribución y sus dimensiones son (tiempo)². Es particularmente útil para comparar curvas experimentales, con una curva de una familia de curvas teóricas. Matemáticamente la σ^2 se describe con la Ec (13).

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t - T_{prom})^2 \cdot C \cdot dt}{\left(\int_0^{\infty} C \cdot dt \right)} \quad \text{Ec. (13)}$$

Esto es comúnmente conocido como segundo momento sobre la media (Fogler, 1999). Substituyendo la Ec. (10) en la Ec. (13) se obtiene la siguiente simplificación:

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} t^2 \cdot C \cdot dt}{\int_0^{\infty} C \cdot dt} - (T_{prom})^2 \quad \text{Ec. (14)}$$

Discretizando y simplificando en función de la concentración, la varianza puede representarse mediante la Ec. (15). La figura 11, ilustra como es que la forma de la curva E o C se ve afectada por la varianza.

$$\sigma^2 = \frac{\sum_{i=0}^{t_{total}} t_i^2 \cdot c_i \cdot \Delta t}{\sum_{i=0}^{t_{total}} c_i \cdot \Delta t} - (T_{prom})^2 = \sum_{i=0}^{t_{total}} t_i^2 \cdot E_i \cdot \Delta t - (T_{prom})^2 \quad \text{Ec. (15)}$$

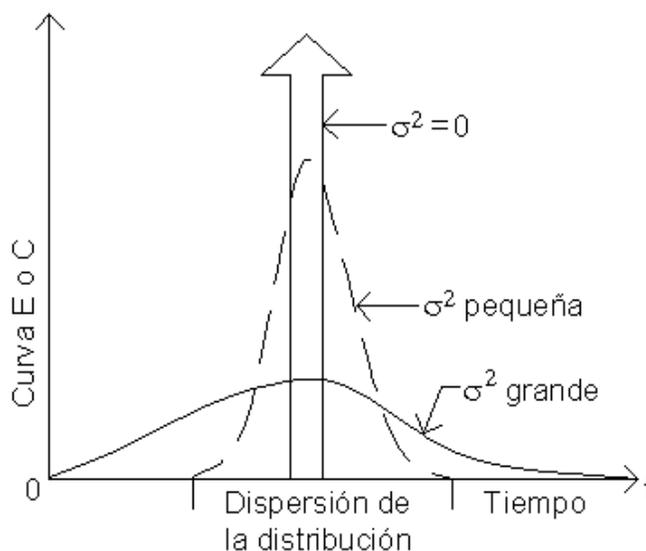


Figura 11. Efecto de la varianza sobre la forma de la curva **E** o **C**.

1.6.3. Reactores no ideales.

Los reactores biológicos utilizados en la realidad no se comportan completamente como flujo pistón o mezcla completa, por lo que han sido desarrollados otros métodos para interpretar los resultados de las curvas de RTD. Sin embargo, se debe tener en cuenta que estos son modelos conceptuales más que una representación absoluta de los reactores.

1.6.3.1. Modelo de segregación.

Este modelo visualiza a los elementos del líquido que fluyen a través del reactor como una mezcla de reactores batch individuales que no intercambian material entre sí. Si a un grupo de estos reactores miniatura de igual tamaño se les monitoreara la descarga a

cada uno a la salida y los datos se graficaran versus el tiempo, se obtendría una curva **E** que permitirá estimar la eficiencia del reactor.

1.6.3.2. Modelo de dispersión.

Este modelo opera bajo la suposición de que el flujo a través del reactor sigue un modelo de flujo pistón pero desviado de la idealidad debido a la dispersión axial. Un número adimensional que es llamado número de dispersión axial, d , definido como:

$$d = D/u \cdot l \quad (16)$$

donde: D = coeficiente de dispersión, m^2/h ,

u = velocidad del fluido, m/h ,

l = longitud en la dirección longitudinal del flujo, m .

La figura 12, ilustra la relación entre d y la curva **E**, donde un número de 0 indica que el reactor se comporta como flujo pistón ideal, mientras que un número infinito indica que el reactor se comporta como mezcla completa.

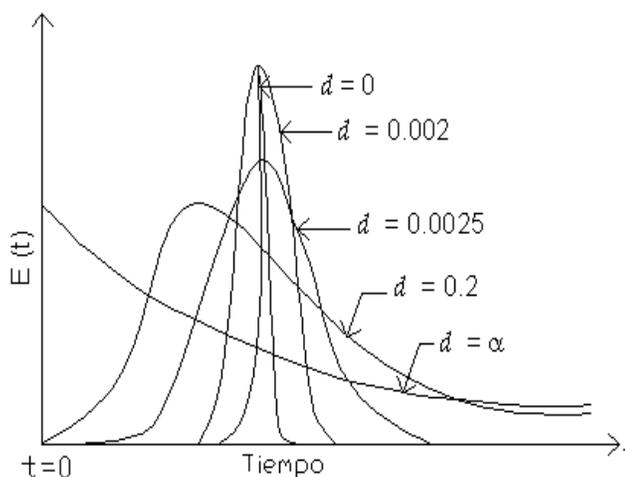


Figura 12. Respuesta de la curva **E** respecto a la variación del modelo de dispersión.

En este modelo no se asumen cortocircuitos o espacios muertos muy grandes. El número de dispersión permite determinar el tiempo de residencia medio (T_{prom}) y la varianza (σ^2). Para valores de d menores a 0.01 la Ec. (17), es una proporción una buena aproximación.

$$\frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{\sigma^2}{(T_{prom})^2} = \frac{2D}{u \cdot l} \quad \text{Ec. (17)}$$

Para valores de dispersión altos, es posible utilizar otras ecuaciones que dependen de si el reactor es abierto o cerrado (referido a la zona de entrada y salida), ya que un reactor cerrado (Ec. (18)) a la salida tiene menos dispersión que uno abierto (Ec. (19)).

$$\frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{\sigma^2}{(T_{prom})^2} = \frac{2D}{u \cdot l} + 2 \cdot \left(\frac{D}{u \cdot l} \right)^2 \cdot (1 - e^{-ul/D}) \quad \text{Ec. (18)}$$

$$\frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{\sigma^2}{(T_{prom})^2} = 2 \cdot \left(\frac{D}{u \cdot l} \right) + 8 \cdot \left(\frac{D}{u \cdot l} \right)^2 \quad \text{Ec. (19)}$$

1.6.3.3. Modelo de tanques en serie.

En el modelo de tanques en serie, se utiliza un número (N) específico de reactores CSTR de igual tamaño (normalmente). Usando T_{prom} y σ^2 obtenidos de las curvas de RTD se puede calcular el número de reactores que describan el modelo de tanques en serie, el cálculo se realiza mediante la Ec. (20). La figura 13 muestra el cambio en la forma de la curva **E** o **F** en relación al número de reactores utilizados para describir el modelo.

$$N = \frac{\bar{t}^2}{\sigma^2} = \frac{(T_{prom})^2}{\sigma^2} \quad \text{Ec. (20)}$$

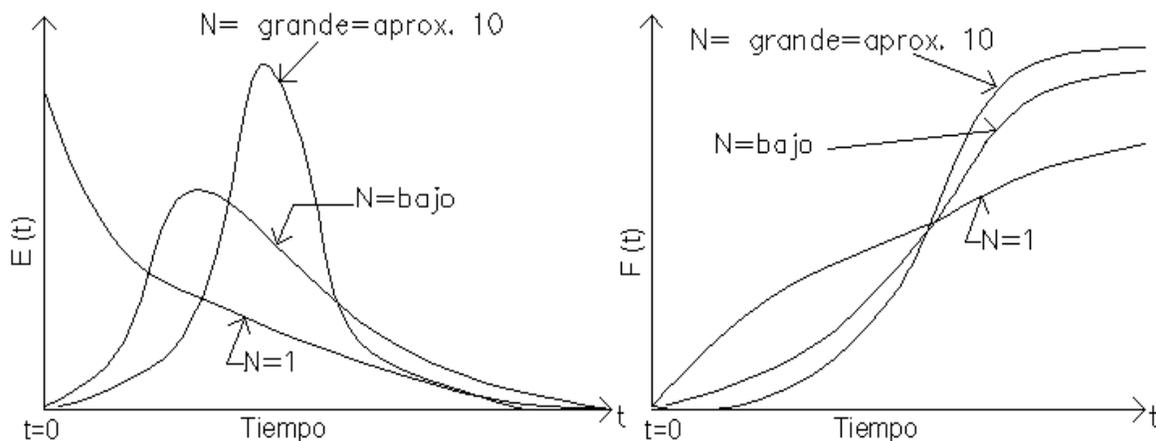


Figura 13. Curvas E y F para una serie de reactores.

Los modelos hasta ahora presentados, para describir el comportamiento hidráulico de los reactores de una PTAR son sin duda alguna muy útiles, sin embargo, estos modelos tienen ciertas desventajas ya que fueron deducidos considerando condiciones de operación estacionarias. El volumen de los tanques del reactor son siempre del mismo tamaño, así mismo, consideran que el caudal es constante a cualquier tiempo y que no existe recirculación alguna de lodos. Debe considerarse que si se desea obtener una descripción mas precisa del comportamiento hidráulico del proceso de tratamiento será necesario echar mano de una mejor herramienta, como lo es la simulación. En el caso de los simuladores, estos permiten eliminar las limitantes de los modelos antes mencionados. Dentro de un ambiente de simulación pueden utilizarse modelos de tanques de diferente tamaño, considerar flujo dinámico, y colocar todas las líneas de flujo involucradas en la PTAR a escala real que se desea operar o diseñar.

1.7. Caracterización del sedimentador secundario.

En el proceso de lodos activados es necesario separar el agua residual tratada de la masa de lodo biológico para producir un efluente final claro. Esta fase de separación

sólido-líquido se logra comúnmente por gravedad en tanques de sedimentación, sin embargo, la flotación también ha mostrado ser factible.

El sedimentador secundario, mostrado en la figura 14, es una parte muy importante del proceso de lodos activados ya que éste tiene las funciones de sedimentador y espesador, si alguna de estas dos funciones falla el lodo será arrastrado con el efluente a través de los vertedores, dando lugar a un efluente de baja calidad. La pérdida de lodo puede afectar el funcionamiento del reactor biológico provocando una reducción de la edad del lodo a valores por debajo de los requeridos para el buen funcionamiento de la planta; por ejemplo, si la edad del lodo se reduce por debajo de la requerida para la nitrificación, este proceso no se llevará a cabo y el nitrógeno no será removido.

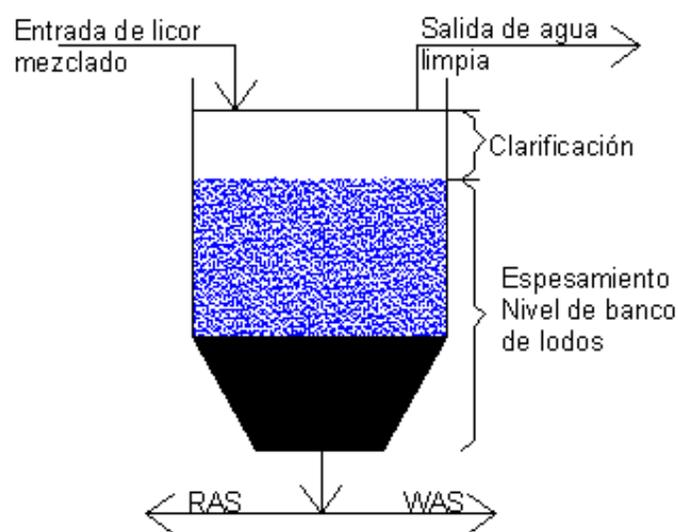


Figura 14. Proceso de sedimentación secundaria.

Las condiciones del reactor biológico afectan las características de sedimentación del lodo, por ejemplo, una baja aireación reduce la sedimentabilidad del lodo; una sobre-aireación puede permitir la formación de flóculos muy pequeños (pin-point floc) y una clarificación muy baja. Por lo tanto, el reactor biológico y el sedimentador secundario

interactúan uno con otro y una mala operación o diseño de uno afectará directamente al otro (De Clercq, 1999).

La quietud de la superficie del agua proporciona poca información sobre la naturaleza dinámica de la floculación, sedimentación y fenómenos de compactación que ocurren en el fondo del sedimentador.

La sedimentación de los sólidos se clasifica en tres tipos: a) de baja concentración (incluye la discreta no floculante y floculante), b) zonal, y c) por compresión. Normalmente, los lodos activados muestran una fuerte tendencia a flocular, disminuyendo su concentración de forma uniforme, dando origen a la sedimentación zonal (Zhang *et al.*, 2006; Metcalf y Eddy, 2003).

Normalmente, un sedimentador debe producir un efluente con una concentración de SST (Sólidos Suspendidos Totales) de 10 mg/L o menor, lo contrario puede atribuirse a alguno de los cuatro problemas básicos que se presentan en los sedimentadores secundarios:

1. Desnitrificación. Cuando ocurre en el sedimentador, las burbujas de gas atrapadas en los flocs reducen su densidad y ocasionan que éstas floten y escapen por los vertederos.
2. Sobrecarga de sólidos. Los sólidos que entran en el sedimentador son colectados en el fondo, parte de ellos es purgado y otra parte es recirculada al tanque aireado. Sin embargo, puede haber un almacenamiento excesivo de lodos en el fondo del sedimentador, ocasionando que la profundidad de la capa sea tan grande que parte de ellos sea arrastrada con el efluente.
3. Floculación deficiente. Algunos lodos no forman flocs, algunos otros son muy frágiles y se rompen fácilmente, lo cual ocasiona un alto contenido de SST en el efluente.

4. Problemas hidráulicos. Si existen corrientes de agua que desciendan y choquen con los sólidos en el fondo del sedimentador, éstos son lanzados hacia las paredes, ocasionando que parte de ellos suba a la superficie y escape en el efluente (Wahlberg, 2002).

1.7.1. Análisis de flujo de sólidos.

Una de las técnicas más ampliamente aplicadas en el estudio del proceso de sedimentación secundaria es el análisis por flujo de sólidos en la cual se asume que los perfiles de velocidad horizontal son uniformes y que los gradientes de concentración en esa dirección son relativamente pequeños. En consecuencia, para la modelación se utiliza únicamente los procesos verticales. El modelo toma en cuenta una sola variable para todas las partículas componentes (la concentración de sólidos), y todas las variables de estado solubles abandonan el sedimentador sin sedimentar. En la sección de entrada, el licor mezclado es dispersado de forma uniforme sobre toda la sección horizontal transversal del sedimentador, entonces el licor mezclado se divide en sus partes semisólida y líquida (Mulas, 2006).

El área requerida para el espesamiento del licor mezclado aplicado al sedimentador depende del flujo de sólidos límite que pueden ser transportados al fondo del tanque de sedimentación. Ya que el flujo de sólidos varía con las características del lodo es necesario realizar algunas pruebas de sedimentación del lodo en una columna de sedimentación experimental, para determinar la relación entre la concentración y la velocidad de sedimentación (Vanderhasselt *et al.*, 1999; Metcalf y Eddy, 2003).

La profundidad de la porción espesada debe ser suficiente para; (1) asegurar que el banco de lodos sea suficiente para impedir que los sólidos que no han sedimentado sean arrastrados con el lodo extraído para la recirculación, (2) debe servir como

almacenamiento temporal del exceso de lodos que pueden ser aplicados durante las horas pico (De Clercq, 1999; Metcalf and Eddy, 2003).

En el modelo de flujo de sólidos, el sedimentador se divide en capas de espesor constante y el balance de sólidos se realiza para cada capa (figura 15). Los sólidos que entran al sedimentador son transportados al fondo del sedimentador por flujo de gravedad (SFg) y por arrastre (SFu). En cualquier punto del tanque, el flujo de sólidos por gravedad esta definido por la Ec. (21):

$$SFg = Xi \cdot Vi = Xi \cdot \frac{Q_{in}}{A} \quad \text{Ec. (21)}$$

donde: SFg = Flujo de sólidos por gravedad, $\text{Kg/m}^2\text{h}$

Xi = Concentración de sólidos (SST) en el punto en cuestión, Kg/m^3

Vi = Velocidad de sedimentación de los sólidos a Xi , m/h

Q_{in} = Caudal de entrada al sedimentador, m^3/h

A = Área superficial del sedimentador, m^2 .

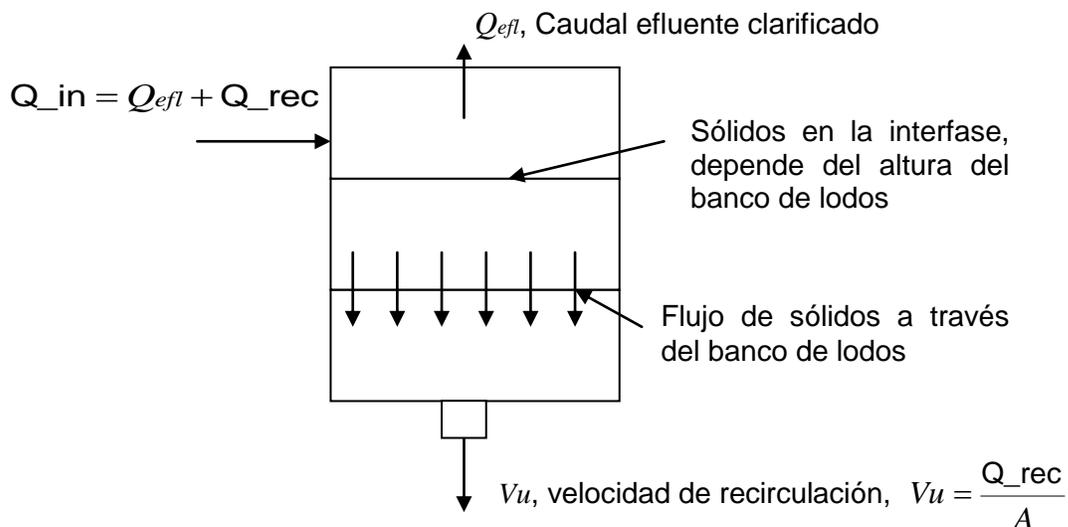


Figura 15. Esquema de funcionamiento de un sedimentador secundario en estado estacionario.

El flujo de sólidos por arrastre debido a la extracción de lodo para recirculación y purga esta dado por la Ec. (22):

$$SFu = X_i \cdot Vu = X_i \cdot \frac{Q_{rec}}{A} \quad \text{Ec. (22)}$$

donde: Vu = Velocidad de extracción (para recirculación) de lodos, m/h

Q_{rec} = Caudal de extracción (o recirculación) de lodo, m³/h

El procedimiento para desarrollar la curva de flujo de sólidos a partir de las pruebas realizadas en una columna de sedimentación se ilustra en la figura 16.

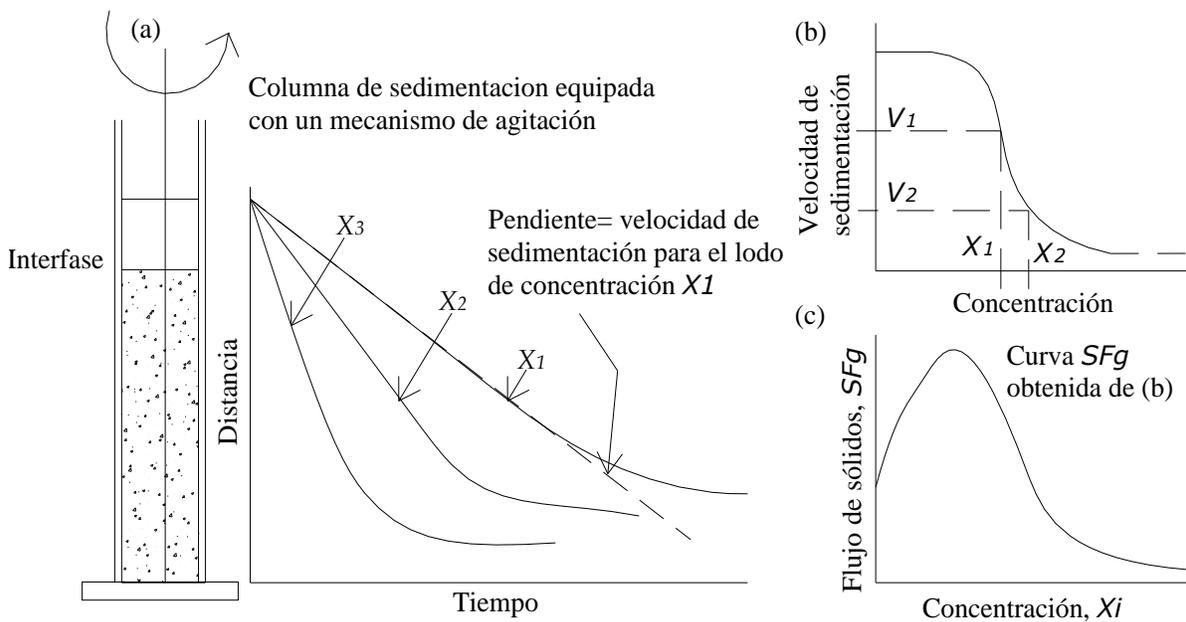


Figura 16. Procedimiento para el desarrollo de la curva de flujo de sólidos en función de la concentración; (a) velocidades de sedimentación zonal derivadas de las pruebas en la columna de sedimentación para licor mezclado de distinta concentración de SST, (b) velocidades de sedimentación para distintas concentraciones de SST obtenida de (a), (c) Curva completa para el flujo de sólidos.

A bajas concentraciones de SST (por debajo de los 1000 mg/L), el movimiento de los sólidos por gravedad es muy poco, ya que la velocidad de los sólidos es relativamente independiente de la concentración. El SF_g comienza a aumentar hasta que la concentración se incrementa. A una alta concentración de sólidos, la velocidad de sedimentación por compresión se aproxima a cero y el flujo de sólidos totales, SF_t , es demasiado bajo. De lo anterior se concluye que el SF_g pasa por un máximo a medida que la concentración aumenta (figura 16c).

El flujo de sólidos por arrastre, debido a la extracción de lodos, es una función lineal de la concentración de SST, con pendiente igual a V_u (figura 17). El aumento o disminución de V_u ocasiona que la curva SF_t aumente o disminuya. Ya que la V_u puede ser controlada, esta se usa como parámetro de control.

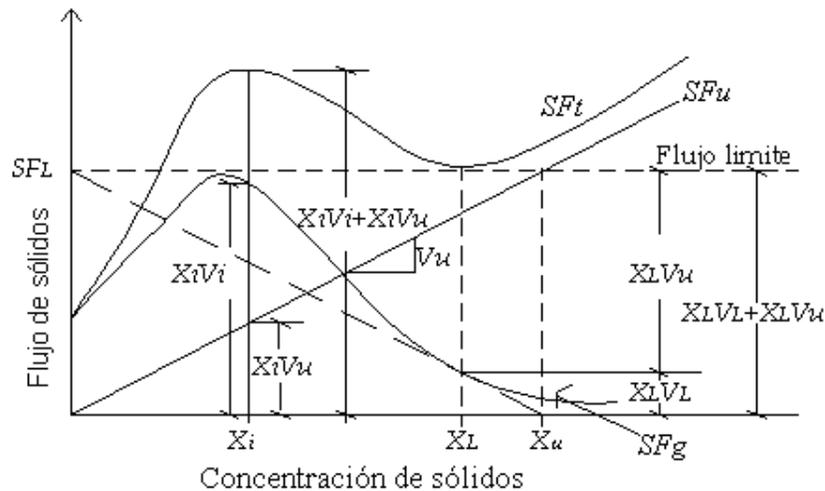


Figura 17. Análisis de sedimentación mediante flujo de sólidos.

El área requerida para el espesamiento se determina como sigue; se traza una línea tangente a la curva de flujo total de sólidos, la intersección con el eje vertical representa el límite de flujo de sólidos, SF_L , que puede tratar el sedimentador (figura 17).

La concentración del lodo de extraído (X_L) esta representada por la línea vertical que parte del punto de intersección de la línea de flujo limite y SFu , y que baja hasta el eje de concentración de sólidos, asumiendo que el flujo por gravedad en el fondo del sedimentador, es despreciable. Si la cantidad de sólidos descargados al sedimentador es mayor al límite de flujo de sólidos y la capacidad de almacenamiento no es buena, se verá afectado el efluente clarificado. Utilizando el SFL , es posible calcular el área requerida para el espesamiento (Metcalf y Eddy, 2003) con la Ec. (23).

$$A = \frac{(Q_{in} + Q_{rec}) \cdot X_o}{SFL} = \frac{(1 + \alpha) \cdot Q_{in} \cdot X_o}{SFL} \quad \text{Ec. (23)}$$

donde: A = área de sección transversal, m^2

$Q_{in} + Q_{rec}$ = Flujo volumétrico total hacia el sedimentador, Flujo superior e inferior, m^3/d

X_o = Concentración de sólidos del influente, g/m^3

SFL = Limite de flujo de sólidos, Kg/m^2d

α = Q_{rec} / Q_{in}

El flujo total de sólidos (SFt) esta dado por la suma de los componentes antes mencionados:

$$SFt = SFg + SFu \quad \text{Ec. (24)}$$

Se puede apreciar que el procedimiento anterior es demasiado tedioso, ya que para cada cambio realizado al caudal de extracción de lodos o recirculación, Q_{rec} , será necesario construir una curva de flujo de sólidos (Ekama *et. al.*, 2004). El procedimiento anterior fue modificado con la introducción de otro concepto denominado **punto de estado**.

1.7.2. Punto de estado.

El análisis de punto de estado, es un procedimiento que amplía los principios de análisis de flujo de sólidos, proporcionando un significado más extenso que valora los cambios en la concentración del licor mezclado y las condiciones de operación del tanque de sedimentación secundario, relativas a las condiciones de operación límite del flujo de sólidos que permite un determinado sedimentador. Por lo anterior, el análisis de punto de estado es una herramienta poderosa para la localización y solución de problemas, haciendo que las decisiones sobre el control y optimización del proceso sean más rápidas y precisas. Este punto es denominado como de estado, debido a que define el estado de funcionamiento del sedimentador secundario.

La construcción del grafico de análisis de punto de estado inicia con la localización del punto de estado, mostrado en la figura 18.

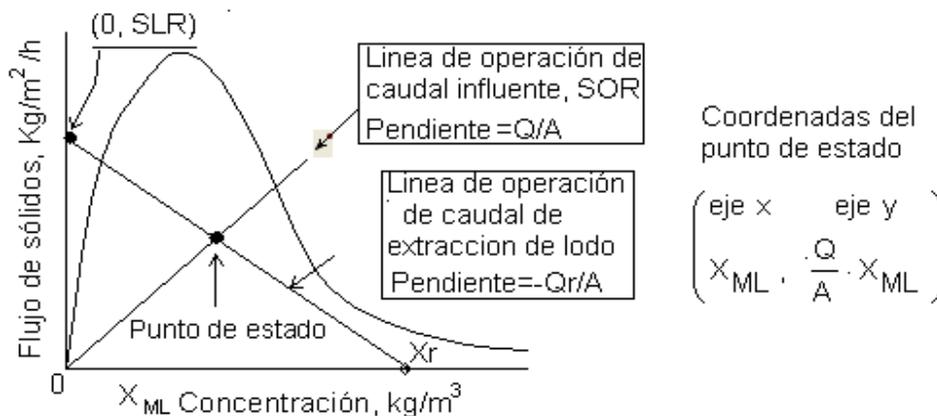


Figura 18. Análisis del *Punto de Estado*.

Las coordenadas de éste punto se extraen de la ecuación de velocidad de carga de sólidos (SLR), que se define como la masa de sólidos que entra al sedimentador por unidad de tiempo y área, y puede ser calculada con la Ec. (25).

$$SLR = SF_L = (Q_{in} + Q_{rec}) \cdot \left(\frac{X_{ML}}{A} \right) = \frac{Q_{in}}{A} \cdot X_{ML} + \frac{Q_{rec}}{A} X_{ML} \quad \text{Ec. (25)}$$

Donde: SLR, Velocidad de carga de sólidos, kg/m²h

X_{ML} , es la concentración de sólidos en el licor mezclado (SST o SSLM), kg/m³

Q_{rec} , caudal de recirculación, m³/h

Q_{in} , caudal influente a la PTAR, m³/h

A, área superficial del sedimentador secundario, m²

La línea de operación de caudal de extracción (para recirculación) de lodo, parte de la SLR, misma que se calcula con la Ec. (25) (considerando que su valor en el eje x es igual a cero) y pasa a través del punto de estado hasta interceptar al eje de la concentración del lodo (X_{ML}). Éste último punto, donde intercepta la línea del caudal de extracción de lodo, es la concentración del lodo en la corriente de recirculación (X_r).

La línea de operación del caudal influente al sedimentador, ($Q_{in}+Q_{rec}$), parte del origen y pasa a través del punto de estado hasta la parte exterior de la curva de flujo de sólidos. Esta línea representa los cambios en el volumen de licor con que puede operar el sedimentador secundario.

La mayoría de los operadores saben que las características de sedimentación de un lodo pueden hacer que la planta deje de funcionar correctamente, es aquí donde el análisis de punto de estado juega un papel muy importante. Cinco de los seis factores que pueden afectar el funcionamiento del sedimentador son incluidos en el análisis de punto de estado, que son (Wahlberg, 2002):

- Área superficial del sedimentador (Q_{in}/A , Q_{rec}/A)
- Concentración de MLSS [$(Q_{in}/A) X_{ML} + (Q_{rec}/A) X_{ML}$]

- Flujo influente (Q_{in}/A)
- Flujo de RAS ($-Q_{rec}/A$)
- Características de sedimentación.

Los cambios que puede experimentar el sedimentador secundario, consecuencia de los cambios en las condiciones de operación, son reflejados sobre la curva de flujo de sólidos, mostrada en la figura 19. A continuación se describen tres posibilidades de operación y el estado de operación, segura, crítica y de fallo, que representarían.

- a) Una disminución en la velocidad de recirculación o extracción de lodo ocasiona un movimiento de la línea de recirculación sobre el punto de estado en sentido contrario a las manecillas del reloj, mientras el punto de estado permanece inmóvil (Figura 19a). Claramente se puede ver que al disminuir la velocidad de recirculación, aumentará la concentración del lodo recirculado a valores por encima del valor límite con que puede operar el sedimentador provocando que éste falle y en consecuencia el lodo se comience a acumular en el tanque, hasta que su capacidad de almacenamiento sea rebasada y el lodo se escape a través de los vertedores y con esto afecte la calidad del efluente.
- b) Un incremento en la concentración de sólidos mueve la línea de operación de sólidos hacia la derecha y, mientras que la línea de caudal de influente y la línea de caudal de recirculación permanecen sin cambio alguno, el punto de estado se mueve a lo largo de la línea del influente mientras que la línea de recirculación continua su paso a través del punto de estado (figura 19b). En este caso se puede ver que al aumentar la concentración del lodo proveniente de los reactores, también se puede rebasa el límite de capacidad de sedimentador, aun cuando el caudal influente y la velocidad de recirculación se mantienen constantes.

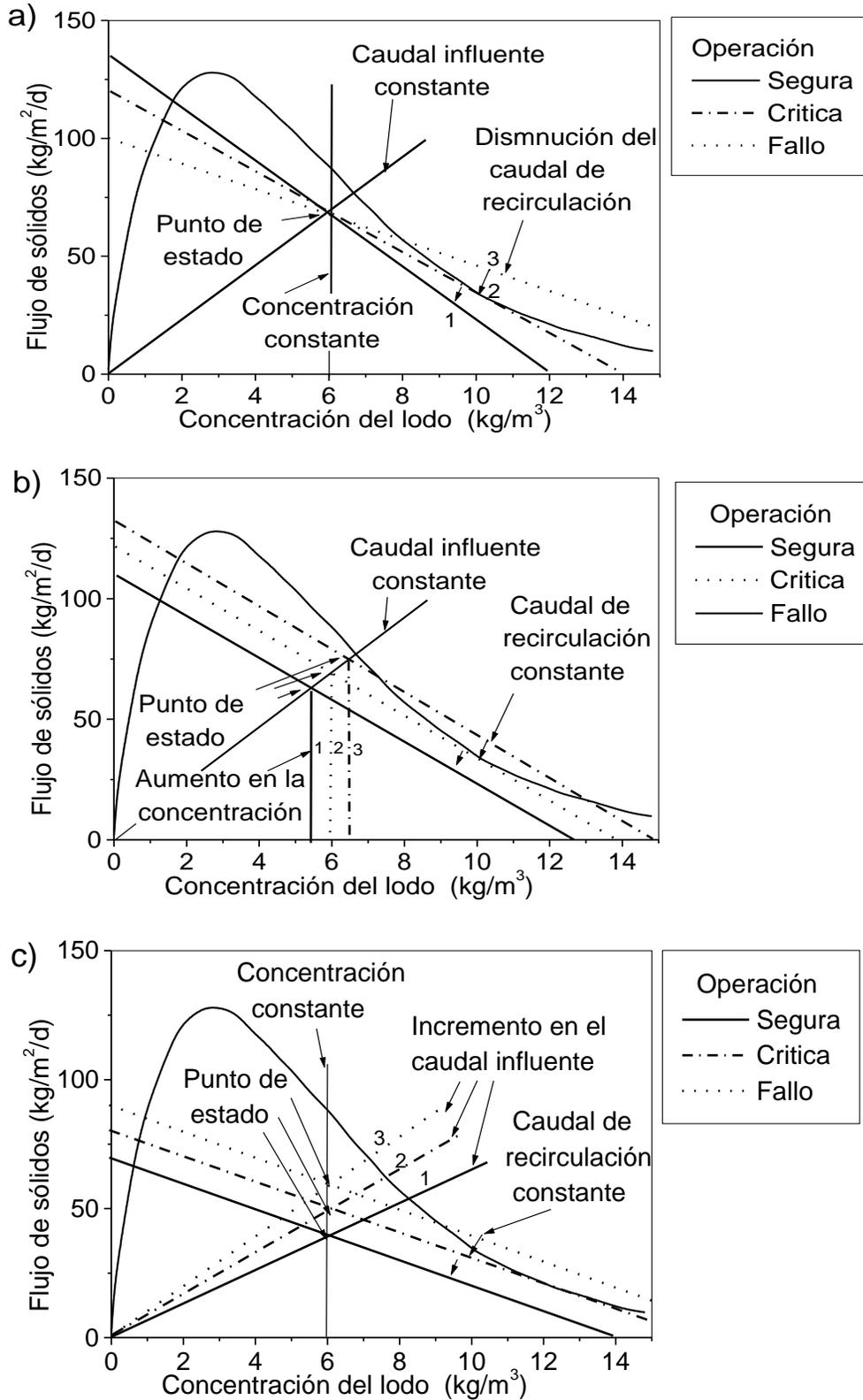


Figura 19. Posibles estados de operación de un sedimentador secundario.

- c) Un aumento en la velocidad del influente, cambia la línea de caudal influente, haciendo que esta se mueva sobre el origen en sentido contrario a las manecillas del reloj, moviendo el punto de estado hacia arriba a lo largo de la línea de concentración de lodo, mientras que la línea de velocidad de recirculación permanece inmóvil (figura 19b). Esto ocasionará que la concentración de sólidos en el lodo de recirculación aumente constantemente hasta rebasar la capacidad de almacenamiento del sedimentador, ocasionando que el lodo se desborde.

1.7.3. Velocidad de sedimentación.

En general, se acepta que el sedimentador secundario es una unidad crucial dentro del proceso de lodos activados. La eficiencia del sedimentador depende de las propiedades de sedimentación, la concentración del lodo y de las condiciones hidráulicas, estas últimas pueden cambiar bruscamente cuando hay eventos de lluvias, debido a la dilución que experimenta el lodo, por lo que los cambios en las características de sedimentación de los flocs son posibles (Wilén *et. al.*, 2006).

Una alternativa para determinar si los problemas de sedimentación se deben a cuestiones hidráulicas o de floculación consiste en determinar parámetros como el índice volumétrico de lodos (IVL), la velocidad de sedimentación (V_s) (Vanderhasselt *et al.*, 2000), los sólidos suspendidos floculados (SS_{floc}), dispersos (SS_{disp}) y en el efluente (SS_{efl}) (Wahlberg, 2002).

Es común que en las PTARs se utilice al IVL como parámetro de control, sin embargo, al ser un parámetro empírico, esta sujeto a errores significativos. Por ejemplo, si un volumen de un litro de lodo con una concentración de 10,000 mg/L no sedimenta después de los 30 minutos de duración de la prueba, el IVL puede dar un valor de 100 mL/g, y sería considerado como bueno, cometiendo un error significativo. Por otra parte, si se considerará un litro de lodo con una concentración de 3000 mg/L, y éste sedimentara

hasta un volumen de 300 mL en 30 minutos, el IVL obtenido sería nuevamente de 100 mL/g, y en este caso el lodo si tendría buenas características de sedimentación. Debido a lo anterior, es más recomendable utilizar la velocidad de sedimentación como parámetro de control, ya que para cada distinta concentración de lodo, la V_s , será siempre distinta, permitiendo valorar adecuadamente la sedimentabilidad del lodo.

Entre los modelos frecuentemente utilizados para determinar la velocidad de sedimentación (V_s) a partir de pruebas de sedimentación en columna (referirse a la figura 16) son: el de Vesilind (Ec. 26); Cho (Ec. 27) y el de Takács (Ec. 28) (Vanderhasselt y Vanrollegheem, 2000; Zhang *et al.*, 2006, Loaiza *et al.*, 2006).

$$V_s = V_o \cdot e^{-nX} \quad (26)$$

donde V_o es la velocidad máxima de sedimentación de Vesilind (m/h) y n es el parámetro del modelo de Vesilind (m^3/kg).

$$V_s = k' \frac{e^{-n'X}}{X} \quad (27)$$

donde k' y n' son parámetros del modelo de Cho, en $kg/m^2 \cdot h$ y m^3/kg , respectivamente.

$$V_s = V_o' \left(e^{-rh(X-X_{min})} - e^{-rp(X-X_{min})} \right) \quad (28)$$

donde V_o' es la velocidad máxima de sedimentación teórica de Takács (m/h); rh es un parámetro asociado con velocidad de sedimentación zonal en el manto de lodos (m^3/kg); rp es un parámetro asociado con la sedimentación de partículas discretas del componente en suspensión sobre el manto de lodos (m^3/kg) y X_{min} es la concentración mínima de lodo alcanzable (kg/m^3) (Vanderhasselt y Vanrollegheem, 2000) .

2. JUSTIFICACIÓN, HIPÓTESIS Y OBJETIVOS.

2.1. Justificación.

La modelación matemática de procesos biológicos se ha usado cada vez más, principalmente en países de Europa y Norteamérica (USA y Canadá), ya que una buena calibración del modelo, aunada al uso de algún simulador, representa una herramienta poderosa, capaz de predecir el comportamiento del proceso antes y durante su funcionamiento, siendo aplicable al diseño, evaluación, monitoreo y control de los procesos de tratamiento de aguas residuales. Entre sus mayores ventajas, se encuentra la disminución del costo de construcción, operación, mantenimiento y control de una PTAR, por ser un medio de prevención de posibles problemas en la planta.

La identificación y solución de los problemas que frecuentemente se presentan en una PTAR, dependen de la buena calibración del modelo (a partir de datos reales) que describe el comportamiento del proceso en cuestión. La mayoría de los problemas están relacionados con una mala operación, pero también son consecuencia de una mala configuración del proceso, originada en la etapa de diseño. De aquí, la importancia de la modelación.

Sin embargo, en México, la modelación y simulación de plantas de tratamiento de aguas residuales no se aplica ampliamente, debido a la falta de interés y de personal calificado, razón por la cual, es importante aumentar su uso para finalmente optimizar los procesos de tratamiento y reducir los costos de operación y diseño.

Para utilizar el modelo de lodos activados ASM1, no es suficiente considerar sólo la microbiología del proceso, también es necesario conocer el comportamiento hidráulico

y las propiedades de sedimentación del lodo en el proceso. Un efluente tratado de buena calidad no sólo depende del reactor de lodos activados sino también del sedimentador secundario ya que la biomasa que escapa de ellos contribuye a la DQO del efluente entre un 50 y un 80%. Por consiguiente, es necesario conocer el comportamiento hidrodinámico y las propiedades de sedimentación del lodo para lograr una mejor calibración del modelo a utilizar. De esta manera, es posible predecir el efecto de perturbaciones medioambientales en el comportamiento del sistema.

Cabe destacar que el presente trabajo de investigación fue realizado dentro de un proyecto integral que consistió en la modelación completa, a escala real de la PTAR “Dulces Nombres”. La modelación hidrodinámica y de velocidad de sedimentación, son parte fundamental del modelo completo ya que son la plataforma sobre la que se implementó las series de relaciones biológicas que describen la cinética de degradación de los componentes del agua residual.

2.2. Hipótesis.

Con la modelación será posible obtener una buena descripción del comportamiento hidráulico de los reactores y de las características de sedimentación en los sedimentadores secundarios de la planta “Dulces Nombres”, cubriendo con lo anterior algunos de los requisitos para la calibración del ASM1 de dicha planta.

2.3. Objetivo general.

El objetivo principal es desarrollar los modelos y submodelos que describen, por un lado, la hidráulica de los reactores de lodos activados y, por otro, el proceso de sedimentación secundario.

2.4. Objetivos específicos.

- a) Planificar y realizar pruebas de trazador en los tanques de aireación de la planta
- b) Calibrar el modelo hidráulico de los reactores de lodos activados
- c) Realizar pruebas de sedimentación en columna
- d) Calibrar el modelo de sedimentación secundario
- e) Evaluar la eficiencia del sedimentador secundario
- f) Identificar posibles causas de un mal funcionamiento del proceso de lodos activados (reactores y sedimentador).

3. METODOLOGÍA

A continuación, se describe la metodología y las actividades realizadas durante la modelación de la PTAR “Dulces Nombres”, necesarias para cumplir con los objetivos especificados en el capítulo anterior.

3.1. Visita a la PTAR “Dulces Nombres” de Monterrey.

En el mes de septiembre de 2008, se realizó una visita a la PTAR “Dulces Nombres” durante la cual se llevó acabo una revisión de los planos de la planta, así como de su funcionamiento y operación. Autoridades de la PTAR proporcionaron los datos de operación y diseño nominales. Se realizó un recorrido por la planta, el cual permitió visualizar la distribución de las líneas de flujo influente, efluente, recirculación y purga de lodos, para cada uno de los 5 reactores biológicos y los 6 sedimentadores secundarios, con que cuenta la PTAR. Con la información obtenida, se elaboró un esquema representativo del funcionamiento de la planta, el cual se presenta en el anexo A.

3.2. Presimulación de la prueba de trazador en AQUASIM.

Con base en el diagrama, y los datos de diseño y operación nominales de la PTAR, se implementó un modelo matemático en el simulador de procesos AQUASIM, el cual describió el funcionamiento del tratamiento secundario de la PTAR. Éste modelo permitió realizar una presimulación de la prueba de trazador, que se llevó acabo en los reactores de lodos activados para determinar su comportamiento hidráulico. La presimulación fue de suma importancia, ya que permitió determinar el volumen de rodamina WT (trazador) que se agregó durante la prueba. Por otra parte, las curvas de concentración de rodamina WT obtenidas, permitieron establecer el tiempo de duración

de la prueba y la frecuencia de muestreo. El procedimiento para determinar; a) el volumen máximo de rodamina WT a agregar, b) la duración de la prueba y, c) la frecuencia de muestreo, se presenta a continuación:

a) La cantidad de rodamina WT. El volumen de rodamina WT a agregar durante la prueba se determinó de tal manera que, la concentración de rodamina WT que llegó al río de descarga que se encuentra a 5 km de la PTAR, estuvo por debajo de $1\mu\text{g/L}$, concentración totalmente imperceptible al ojo humano. La concentración de rodamina WT en el canal común (punto de descarga del licor mezclado del último tanque o compartimiento de los reactores) fue predeterminada con base en un valor límite máximo de $100\mu\text{g/L}$, el cual esta dentro del intervalo de linealidad del fluorómetro utilizado (*Aquafluor™*). La concentración máxima detectable (como una función lineal) por el fluorómetro, que es de $300\mu\text{g/L}$ (0.3 mg/L) de ingrediente activo. A concentraciones superiores de $300\mu\text{g/L}$ (0.3 mg/L), la rodamina WT sufre un fenómeno denominado “*quenching*” en el cual la concentración disminuye en lugar de aumentar. La Ec. (29) muestra la relación utilizada para representar el flujo másico (g/h de trazador) de la rodamina WT agregada durante la prueba.

$$F_{\text{másico}} = \left(\frac{V_{\text{aplic_rod}} * C_{\text{rod_comer}}}{1000 * \frac{t_{\text{aplic_rod}}}{60}} \right) \quad \text{Ec. (29)}$$

donde: $F_{\text{másico}}$, es la velocidad a la que se inyectó el trazador, g/h ; $V_{\text{aplic_rod}}$, es el volumen de rodamina WT a utilizar, L; $C_{\text{rod_comer}}$, es la concentración de la rodamina WT en mg/L; $t_{\text{aplic_rod}}$, es el tiempo de aplicación del trazador en minutos y, los valores 1000 y 60 son factores de conversión de mg a g, y minutos a h respectivamente.

Como se puede ver en la Ec. (29), uno de los parámetros es el volumen de trazador, mismo que es modificado dentro del modelo implementado para variar el flujo másico de rodamina WT, y con ello la concentración en el último compartimiento de los reactores en que se realizó la prueba de trazador.

b) Tiempo de duración de las pruebas de trazador. Se estableció en función de la curva de concentración de rodamina WT (obtenida en la presimulación), tomando en cuenta la recomendación de Petersen *et. al.*, (2002), acerca de la duración de la prueba, ya que ésta debía ser de por lo menos 2 a 3 veces el tiempo de retención hidráulico nominal. En el caso de la PTAR “Dulces Nombres” el tiempo de retención hidráulico de nominal fue de 5.3 horas

c) Frecuencia de muestreo. La frecuencia de muestreo fue dividida en tres etapas. La primera etapa permitió obtener una buena definición del punto de máxima concentración. En la segunda etapa las muestras permitieron observar el punto de inflexión del decremento de la concentración de rodamina WT. Finalmente para el tiempo restante (tercera etapa), la concentración disminuye lentamente por lo que la frecuencia de muestreo fue menor a las etapas 1 y 2.

3.3. Diagrama de medidores de flujo en la PTAR.

Se verificó que cada línea de flujo contará con su medidor de caudal, sin embargo ninguno de los medidores encontrados estuvo en funcionamiento.

Con el apoyo de investigadores de la UNESCO IHE y de autoridades de la PTAR se desarrolló un diagrama simplificado de la PTAR en el que se muestran los posibles puntos de medición de cada una de las líneas de flujo. La figura 20, muestra el diagrama final. Finalmente, los puntos en los cuales se instalaron los medidores de flujo, fueron los mostrados en la tabla 2 (para mayor detalle refiérase a la tabla 2 del anexo B). Cabe

hacer notar que no todos los puntos donde fue requerido instalar un medidor de flujo fueron de fácil acceso, ya que por ejemplo, el punto 3 se encontraba ubicado bajo tierra y únicamente contaba con un cárcamo de 2.7 x 2 m para su acceso, sin embargo, el tubo de 2.59 m, de diámetro ocupaba todo el espacio y dificultó la colocación del medidor.

Otros puntos que aparecen en el diagrama y que a simple vista parece importante medir su flujo no fueron tomados en cuenta debido a que no existió forma alguna de instalar algún tipo de medidor de flujo, como consecuencia de su ubicación (muchos de ellos bajo tierra y sin acceso).

Tabla 2. Puntos de medición de caudal durante campaña de muestreo.

| No.Punto | Flujo a medido | Localización | Punto de acceso |
|----------|--|---|-------------------------|
| 3 | <i>Influente</i> | <i>Aprox. 4m bajo suelo</i> | <i>Cabina de visita</i> |
| 5 | <i>Lodo Primario</i> | <i>Aprox. 1 m bajo suelo</i> | <i>Cabina de visita</i> |
| 9 | Licor que sale de R5 | Fuera de tierra | Accesible |
| 11 | Efluente, agua reventa | Fuera de tierra | Accesible |
| 13 | Retorno de lodo del reactor 5 | Fuera de tierra | Fuera de tierra |
| 14 | Purga lodo del sedimentador 2 | Fuera de tierra | Fuera de tierra |
| 17 | <i>Efluente hacia agricultura</i> | <i>Aprox. 2 m bajo suelo</i> | <i>Cabina de visita</i> |
| 20 | Bypass sedim. primario | Fuera de tierra | Accesible |
| 22 | <i>Retorno de lodo de los reactores 1, 2, 3 y 4.</i> | <i>Aprox. 4 m bajo suelo</i> | <i>Cabina de visita</i> |
| 23 | <i>Purga lodo de los sedimentadores 1, 3, 4 y 5.</i> | <i>Aprox. 3 m bajo suelo</i> | <i>Cabina de visita</i> |
| 18 o 19 | <i>Efluente hacia río</i> | <i>Aprox. 3 m bajo suelo, tubo cerrado en 18 y con abertura en 19</i> | <i>Cabina de visita</i> |
| 15a | Canal de licor de R1 | Fuera de tierra | Accesible |
| 15b | Canal de licor de R1+R2 | Fuera de tierra | Accesible |
| 15c | Canal de licor de R4 | Fuera de tierra | Accesible |

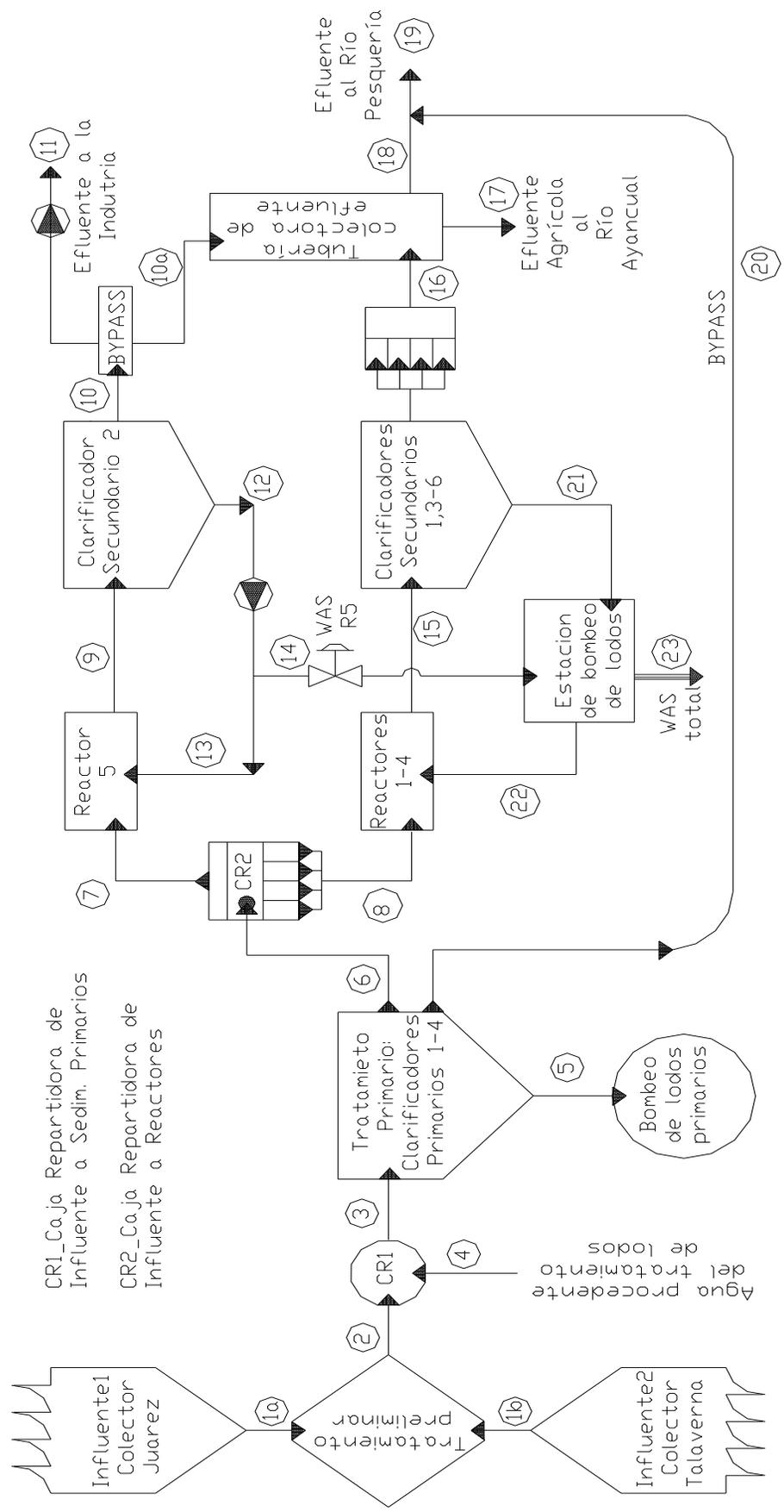


Figura 20. Diagrama de líneas de flujo de la PTAR "Dulces Nombres"

En el caso del efluente del reactor 5 (punto 9), se contaba con un tubo de 1.27 m de diámetro, de fácil acceso y colocación del medidor, sin embargo los proveedores de los medidores recomendaron no colocar un medidor en ese punto, debido a que no siempre estaba lleno el tubo, y colocar un medido ultrasónico o de vertedor, no era recomendable.

Los medidores de flujo fueron instalados a finales del mes de enero de 2008, sin embargo, las lecturas que proporcionaban no eran coherentes con el caudal nominal tratado por la PTAR. Por esta razón, se retrazó el inicio de las pruebas de trazador hasta lograr que las lecturas de los medidores fueran aceptables. Debido a lo anterior, se tomó la decisión de realizar algunas pruebas de trazador para medir el caudal de los puntos 3, 9 y 15, y con ello corroborar la precisión de estos medidores.

3.4. Medición complementaria de caudales mediante prueba de trazador por inyección continúa.

Debido a la incertidumbre que se tuvo con las lecturas de los medidores de caudal instalados en cada uno de los puntos mencionados en la tabla 2 y mostrados en la figura 20, se decidió realizar algunas pruebas adicionales de medición de caudal mediante inyección continúa de trazador en algunos de los puntos donde se encontraban instalados los medidores. Lo anterior permitió corroborar la precisión de algunas de las lecturas de caudal. Además, este método de medición, sirvió para medir el flujo en el punto 20, donde no se instaló ningún medidor.

La prueba consistió en la inyección de rodamina WT (concentración promedio de 50,000 mg/L) de forma continua a una velocidad de inyección constante de 2.2 L/h en promedio. La duración de cada prueba osciló entre 15 y 20 minutos, las muestras fueron tomadas con una frecuencia de 3 minutos. Para cada conjunto de muestras tomadas fue necesario tomar una muestra antes al inicio de cada prueba para utilizarla posteriormente en la preparación de los estándares y para la calibración del fluorómetro.

El esquema de la figura 21, presenta la manera en que se llevaron a cabo las pruebas de medición de caudal.

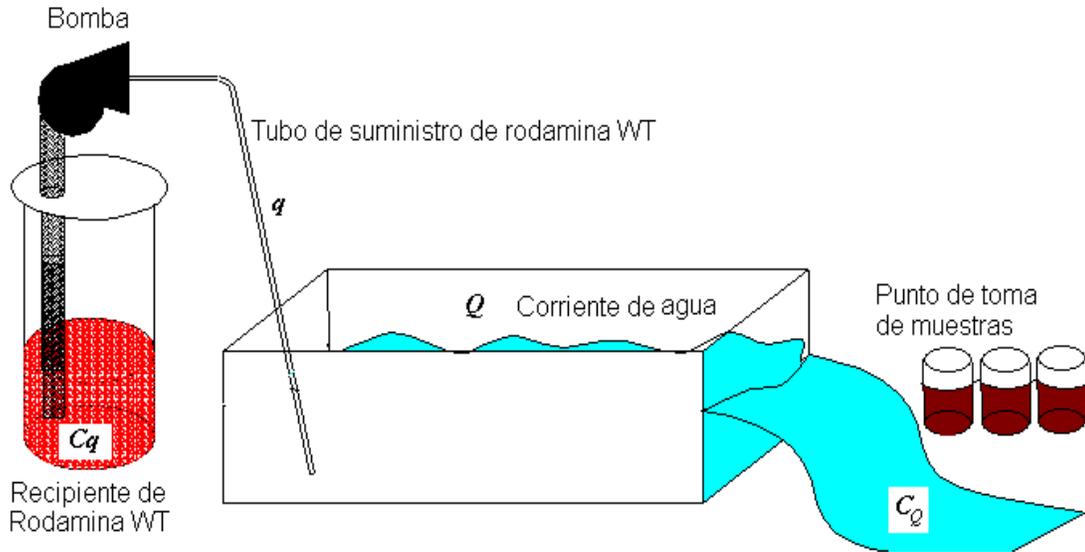


Figura 21. Medición de caudal mediante prueba de trazador.

Para llevar a cabo estas pruebas se utilizó una bomba dosificadora de la marca Milton ROY de gasto bajo y un recipiente (reservorio de rodamina WT) de cristal con capacidad de 20 L, previamente graduado. A la bomba se le conectó una manguera de ¼ de pulgada, mediante la cual se suministró el trazador a la entrada del punto de medición de caudal.

El caudal a medir es mayor en relación con el caudal del trazador utilizado, por lo que durante el cálculo no fue necesario especificar que el caudal calculado era la suma del caudal de la bomba dosificadora y el del caudal desconocido. La relación utilizada para determinar el caudal de la línea de flujo está dada por la Ec. (30):

$$Q = q_b \cdot \frac{C_q}{C_Q} \quad \text{Ec. (30)}$$

donde: Q es el caudal desconocido, en m^3/h ; q_b es la velocidad de alimentación de la bomba dosificadora, m^3/h ; C_q es la concentración inicial del trazador agregado, en g/m^3 , y C_Q es la concentración del trazador en el punto de toma de muestras, en g/m^3 .

Estas pruebas permitieron validar las mediciones de los caudales en los puntos 3 (influyente total a los reactores), 15 y 9 (efluente de los reactores), y 20 (by-pass del sedimentador primario número 4), mostrados en la figura 20. Los medidores instalados en las tuberías de recirculación, mostraron lecturas más estables y coherentes, por lo cual fue posible utilizar estas lecturas en los cálculos para el análisis de resultados.

3.5. Prueba de trazador con Rodamina WT en el reactor de lodos activados.

Debido a que la planta trata un caudal de agua residual muy grande, el método de inyección de la rodamina WT fue por pulso, ya que de esta forma el volumen de trazador agregado fue relativamente pequeño (8 litros para obtener una concentración de aproximadamente $70 \mu\text{g}/\text{L}$ de rodamina WT a la salida de cada reactor) en comparación con el que se utilizaría si la inyección hubiese sido continua (25.2 litros aproximadamente a una velocidad de $1.26 \text{ L}/\text{h}$, con caudal constante). Para disminuir la viscosidad de la rodamina WT se mezcló previamente con 10 litros de agua tratada de la planta.

La selección del punto de inyección fue importante para la prueba, ya que el punto seleccionado debía permitir que la rodamina WT se mezclara perfectamente y eliminar posibles errores debido a la canalización o formación de espuma. La primera opción fue inyectar el trazador en la CR2 (refiérase a la figura 19) que se encarga de distribuir el caudal influente a la etapa inicial de cada uno de los cinco reactores, sin embargo, después de varios días de observación, se determinó que este punto no presentaba las características de turbulencia deseadas para una buena mezcla, ya que se formaba

demasiada espuma que se adhería a las paredes de la caja repartidora, y teniendo noción de que la rodamina WT al inyectarse produce espuma, se consideró que esto traería como consecuencia pérdidas considerables del trazador. La segunda y mejor opción fue inyectar la rodamina WT en la estación de recirculación de lodos (ver figura 1, Anexo A), por lo cual se inyectó en éste punto en un tiempo menor a 2 minutos. Además de la buena mezcla que presentó éste punto, también se encontraba muy cerca del primer compartimiento de los reactores lo que implicó una pérdida casi nula de trazador.

La prueba se realizó en dos de los cinco reactores, debido a que el tratamiento secundario estaba dividido en dos partes principales de acuerdo a la forma en que se realizaba la recirculación de lodos, clarificación secundaria y disposición del efluente tratado. Ya que el reactor 5 (R5) operaba de manera independiente al resto de los reactores, éste fue uno de los dos reactores para la prueba. Entre los otros cuatro reactores restantes, se seleccionó al reactor 1 (R1), cuyo medidor de flujo mostró ser el más estable a pesar de que la velocidad del licor mezclado en el canal común era relativamente lenta, pero constante.

Las pruebas se realizaron de forma simultánea y tuvieron una duración de 24 horas, iniciándose a las 13:30 horas del día 30 de enero de 2008. Se tomaron un total de 54 muestras de 500 mL para cada reactor. Se dejó sedimentar las muestras, y se tomó 5 mL del sobrenadante del licor mezclado para filtrarlo a 0.45 μm . La medición de la concentración de rodamina WT, fue por medio de fluorescencia, y siendo que la medición de la concentración de rodamina WT, se ve afectada por la temperatura (al aumentar la temperatura disminuye la fluorescencia, 2.6% / °C), fue necesario asegurarse que todas las muestras tuvieran la misma temperatura (temperatura ambiente), misma que fue de 24°C. El equipo utilizado para las mediciones de concentración de rodamina WT fue el **AquaFluor™** (<http://www.turnerdesigns.com/t2/instruments/aquafluor>).

Las lecturas de los caudales de influente, efluente, recirculación y purga fueron tomadas con el apoyo de los operadores de la planta a cada hora durante el día de la prueba y luego durante los 15 días siguientes para continuar con el proyecto de modelación.

3.5.1. Preparación de estándares de rodamina WT y calibración del fluorómetro AquaFluor™.

Para poder utilizar el fluorómetro fue necesario preparar una serie de soluciones estándar de rodamina WT para su calibración. El aforo de los matraces utilizados se realizó con sobrenadante de licor mezclado del efluente de cada uno de los reactores (muestra tomada antes de iniciar la prueba), debido a que se observó a partir de pruebas previas, que existía una variación considerable en las lecturas del fluorómetro cuando el estándar era preparado con agua destilada, agua corriente o agua del efluente de la planta. En la figura 22, se muestran los estándares de rodamina WT preparados.

Como el fluorómetro tiene un límite de linealidad de aproximadamente 300 µg/L (<http://www.turnerdesigns.com/t2/instruments/aquafluor.html>), se decidió calibrar el aparato para una concentración máxima de 100 µg/L (0.1 mg/L). El procedimiento para preparar la solución estándar de 100 µg/L fue el siguiente:

Solución 1. Se pesó 1g de rodamina WT al 20% en un matraz aforado de 100 mL y fue aforado con agua del efluente de la planta. La solución 1 resultante, tuvo una concentración de 2,000 mg/L de ingrediente activo.

Solución 2. De la solución 1 se tomó 1 mL y fue agregado a un matraz aforado de 100 mL, se aforo con agua del efluente de la planta. La concentración de la solución 2, fue de 20 mg/L de rodamina WT.

Solución 3. Se agregó 1 mL de la solución 2 a un matraz aforado de 200 mL y se aforo con agua del efluente de la planta. La solución 3 (estándar de calibración) tuvo una concentración de 0.1 mg/L (100 µg/L).

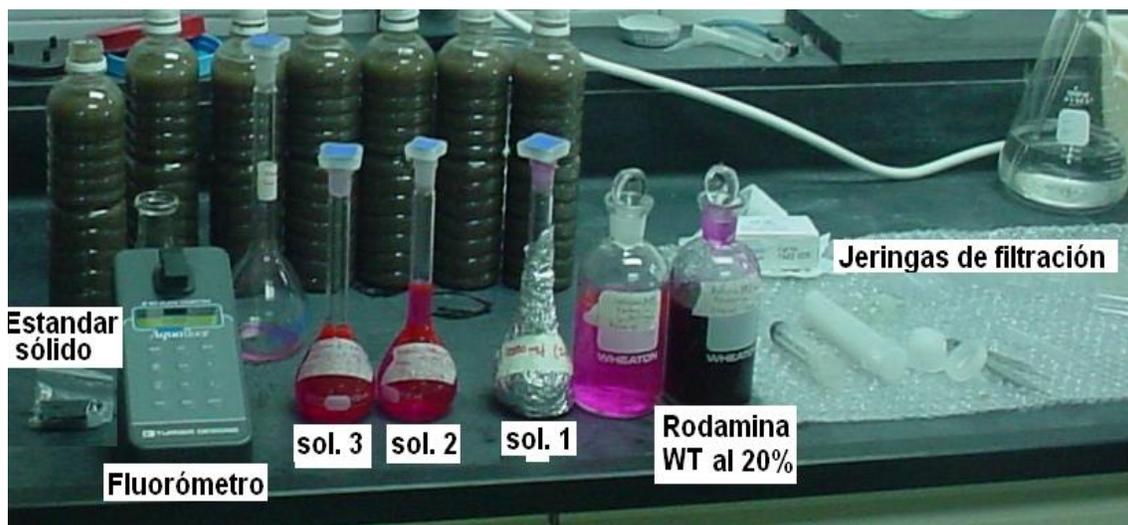


Figura 22. Preparación de estándares de rodamina WT.

Como el estándar fue aforado con agua del efluente de la planta, fue necesario que la alícuota utilizada para la calibración fuera previamente filtrada a 0.45 µm.

Para la calibración del fluorómetro solo se utilizó la solución de 100 µg/L, ya que fue previsto que la concentración de la rodamina WT en las muestras a tomar durante las pruebas de trazador no rebasará el límite de 100 µg/L, y por lo tanto, el límite de linealidad de 300 µg/L para la rodamina WT. El procedimiento para la calibración del fluorómetro **Aquafluor™**, fue el sugerido por el fabricante (Turner Designs, 2004).

3.5.2. Calibración del modelo hidráulico.

Con base en los resultados experimentales de la prueba de trazador, se procedió a calibrar el modelo generado durante la presimulación y con éste, se determinó el número

de tanques de mezcla completa en serie, que mejor describieron el funcionamiento hidráulico de cada reactor biológico. En la presimulación, se utilizaron los caudales nominales (influyente, efluente y recirculación), mientras que para la calibración se utilizaron los datos reales de los caudales medidos en el día de las pruebas. Se corrigió el volumen de rodamina WT utilizado durante la presimulación. Durante la inyección de la rodamina WT, una pequeña cantidad de rodamina quedó adherida a las paredes del recipiente, ésta cantidad representó las pérdidas de rodamina WT. La cantidad real se calculó por diferencia de pesos considerando que la rodamina WT tiene una densidad relativa de 1.15 (<http://www.turnerdesigns.com/t2/doc/appnotes/998-511.html>).

3.6. Pruebas de sedimentación en columna.

Para obtener una buena descripción de la velocidad de sedimentación, fue necesario realizar 5 pruebas de sedimentación en columna para cada uno de los dos reactores bajo estudio. Estas pruebas se realizaron entre los días 17 de enero y 20 de febrero de 2008. Las muestras de licor mezclado utilizadas fueron tomadas a la salida de los reactores 1 y 5. En cada prueba se realizaron 6 corridas (se generó una curva por cada corrida), cada una a distinta concentración de SST, con una duración promedio de 35 minutos. El rango de concentración en que se llevaron a cabo las pruebas fue desde 1 a 12 g/L. De cada curva obtenida, se determinó la velocidad de sedimentación correspondiente a partir de la pendiente de la parte lineal de la curva.

La figura 23, presenta la columna de sedimentación usada, con dimensiones de 1.5 m de altura y 0.07 m de diámetro interno, acondicionada con un mezclador lento (1 rpm) para simular el movimiento de las rastras de los sedimentadores secundarios reales.

Para cada prueba se tomó una muestra de 12 L de licor mezclado en la salida del reactor 1 (canal común) y 5 respectivamente, posteriormente se dejó sedimentar durante 1 a 1.25 horas con la finalidad de concentrar al máximo el licor mezclado. Después se

separó el sobrenadante, el cual fue mezclado con agua tratada del efluente (a un volumen de entre 10 y 15 L) de los sedimentadores secundarios para su posterior uso en la dilución del licor para cada corrida. En cada corrida se agregó un volumen de 5.77 L de licor mezclado a la columna de sedimentación, para generar cada una de las curvas de velocidad de sedimentación.

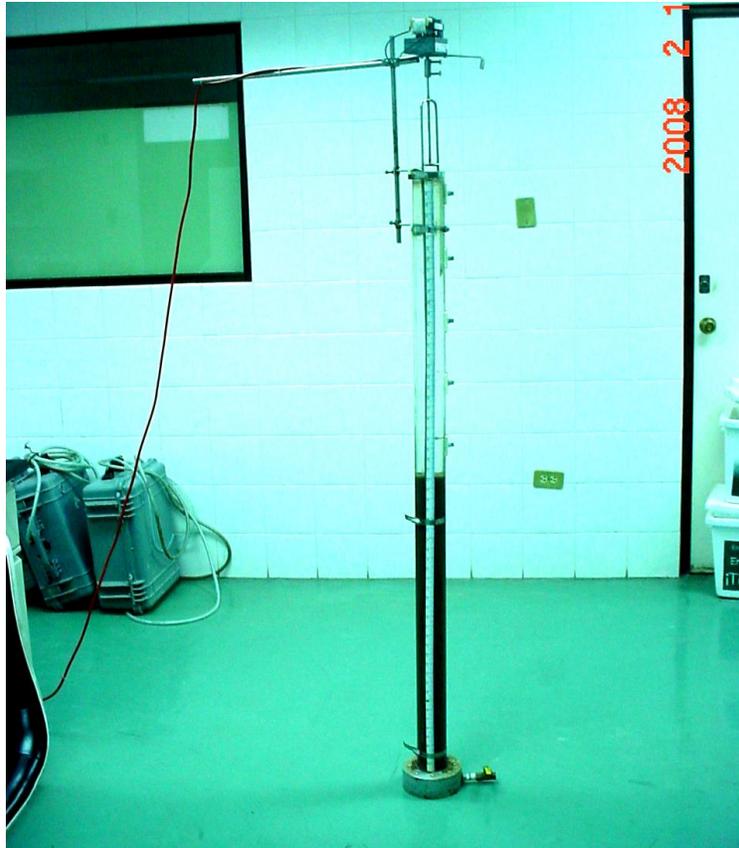


Figura 23. Columna de sedimentación.

Para preparar las muestras de licor mezclado utilizado para las pruebas, se siguió el siguiente procedimiento, para lo que es necesario hacer referencia a la tabla 3.

- Para iniciar, se asumió una concentración de SST en el licor mezclado de 11.5 g/L (M1 columna 4). En este caso el licor fue vertido dentro de la columna después de concentrarlo durante 1 hora, lo que implicó no agregarle agua tratada adicional.

Tabla 3. Mezclas de licor y agua tratada.

| Muestra | Volumen de licor L | Volumen Agua efluente, L | SST esperados, g/L |
|---------|--------------------|--------------------------|--------------------|
| M1 | 5.77 | 0 | 11.5 |
| M2 | 4.95 | 0.82 | 9.86 |
| M3 | 3.87 | 1.90 | 6.62 |
| M4 | 3.82 | 1.95 | 4.38 |
| M5 | 4.85 | 0.92 | 3.68 |
| M6 | 4.36 | 1.41 | 2.78 |

- Para la muestra M2, se esperaba obtener una concentración de aproximada de 9.86 g/L de SST. Para calcular el volumen de licor con una concentración de 11.5 g/L a tomar, para obtener la concentración de SST deseada se utilizó la siguiente relación:

$$V1 \cdot C1 = V2 \cdot C2 \quad \text{Ec. (31)}$$

donde: V1= Volumen del licor con concentración conocida a tomar para mezclar con agua de la planta y obtener la concentración de SST deseada.

C1= Concentración del licor mezclado con que se realizó la prueba anterior.

V2= Volumen total del licor mezclado a utilizar para la prueba, igual a 5.77 L para las pruebas realizadas.

C2= Concentración esperada de la mezcla de licor mezclado con agua tratada de la planta.

- En el ejemplo anterior: C1=11.5 g/L; V2=5.77 L; C2=9.86 g/L, entonces V1=4.95 L. Lo anterior quiere decir que para obtener un licor mezclado con una concentración de SST de 9.86 g/L fue necesario tomar un volumen de 4.95 L de licor mezclado

de la muestra de licor con concentración de 11.5 g/L y mezclarlo con 0.82 L de agua tratada.

- Para la muestra M3 (columna 4) con concentración de SST esperada de 6.62 g/L la concentración C1 será igual a 9.86 g/L.

La duración de las seis corridas (seis curvas) fue establecida a 35 minutos, tiempo suficiente para lograr que los sólidos de las muestras más diluidas sedimentarán casi por completo.

Para cada corrida, 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 para cada concentración inicial de sólidos (1a 12 g/L aproximadamente). Finalmente, se construyó la curva de flujo de sólidos por gravedad (FS_g) con la Ec. (21), y con ella poder realizar el análisis de punto de estado.

Todas las corridas se llevaron a cabo a una temperatura promedio de 24°C, que corresponde a la temperatura ambiente en el laboratorio de la PTAR.

Por otra parte, se tomaron muestras de licor mezclado en la salida de los reactores, y en la entrada y salida de los sedimentadores secundarios, para determinar (por duplicado) el índice volumétrico de lodos (IVL) y las fracciones de sólidos que caracterizan al lodo, y que son: SS_{floc} , SS_{dis} y SS_{efl} , con la finalidad de determinar si el agua clarificada era de buena calidad (SST en el efluente <10 mg/L). Todos los SST se determinaron conforme a la norma mexicana NMX-AA-034-SCFI-2001. Cada fracción de sólidos fue determinada 6 veces como sigue:

a) IVL. La muestra de licor mezclado se colocó en un sedentómetro y después de transcurridos 30 minutos, se midió el volumen de lodo sedimentado, correspondiente a

una concentración de sólidos determinada. Fue necesario determinar la concentración de SST en la muestra. El valor del IVL, se determinó mediante la siguiente relación:

$$IVL = \frac{(\text{volumen de lodo sedimentado, mL/L})(10^3 \text{ mg/g})}{(\text{sólidos suspendidos, mg/L})} = \frac{\text{mL}}{\text{g}} \quad \text{Ec. (32)}$$

b) SS_{floc} . La muestra de licor mezclado, se colocó en un recipiente con un medio de agitación y se agregó una dosis de 4 mg/L de floculante, se agitó durante 1 minuto y posteriormente se dejó sedimentar durante 5 minutos. Se tomó una muestra de sobrenadante de 50 mL y se midió la concentración de SST, representativos de los SS_{floc} .

c) SS_{dis} . La muestra fue colectada con mucho cuidado para minimizar cualquier movimiento que pudiese dañar la estructura del floc del licor mezclado. Posteriormente, se dejó sedimentar durante 30 minutos y se tomó una muestra de 50 mL del sobrenadante, a la que se le midieron los SST.

d) SS_{efl} . Se tomó una muestra del efluente de cada sedimentador y se midieron los SST.

3.6.1. Calibración del modelo de sedimentación: determinación de los parámetros de Vesilind, Cho, Takács y análisis de punto de estado.

Una vez determinadas las velocidades de sedimentación, para cada curva, se graficaron dichos datos versus la concentración de SST. La curva de velocidades de sedimentación fue utilizada para determinar los parámetros de las ecuaciones (26), (27) y (28), y se determinó cuál de los modelos se ajustó mejor a los datos experimentales. Un primer ajuste se realizó en el software Excel, para tener una aproximación de los parámetros de cada modelo. Para corroborar la aproximación anterior, se implementaron tres modelos en AQUASIM para la estimación de los parámetros de ajuste de las

ecuaciones de velocidad de sedimentación de Vesilind, Cho y Takács respectivamente. Del conjunto de parámetros de ajuste para cada modelo se determinó el promedio de éstos, mismos que fueron utilizados en el análisis de sensibilidad.

El análisis de sensibilidad se realizó con los parámetros de cada modelo de velocidad de sedimentación, determinados en la estimación de parámetros. Éste análisis permitió identificar las posibles interrelaciones entre los parámetros en cada ecuación de velocidad de sedimentación y su influencia en los resultados obtenidos con en el modelo ajustado. Para cada serie de parámetros de ajuste se calculó el coeficiente de determinación, el cual sirvió (con ayuda de un análisis visual) para determinar cual de los modelos de velocidad de sedimentación, fue el más adecuado, y a partir de esto, se utilizó el modelo para generar una curva de flujo de sólidos por gravedad.

Con la curva de flujo de sólidos se realizó el análisis de punto de estado, con el cual se determinó si el sedimentador secundario se encontraba funcionando sin riesgo alguno de desbordamiento, a partir del análisis del gráfico. Éste análisis también permitió determinar la carga hidráulica y de sólidos máxima con que podrían operar los sedimentadores secundarios, sin que su funcionamiento, y la calidad del efluente se vieran afectados. Por otra parte, con éste análisis se determinaron las mejores condiciones de operación para los sedimentadores secundarios.

4. RESULTADOS Y DISCUSIONES.

4.1. Presimulación del proceso hidráulico de lodos activados en AQUASIM.

La figura 24, muestra la distribución de las líneas de flujo del tratamiento secundario (influyente, efluente, recirculación y purga) de la planta, así como el número de reactores y compartimientos (tanques) en que esta dividido cada reactor, además de cada uno de los sedimentadores secundarios y canales colectores de efluente.

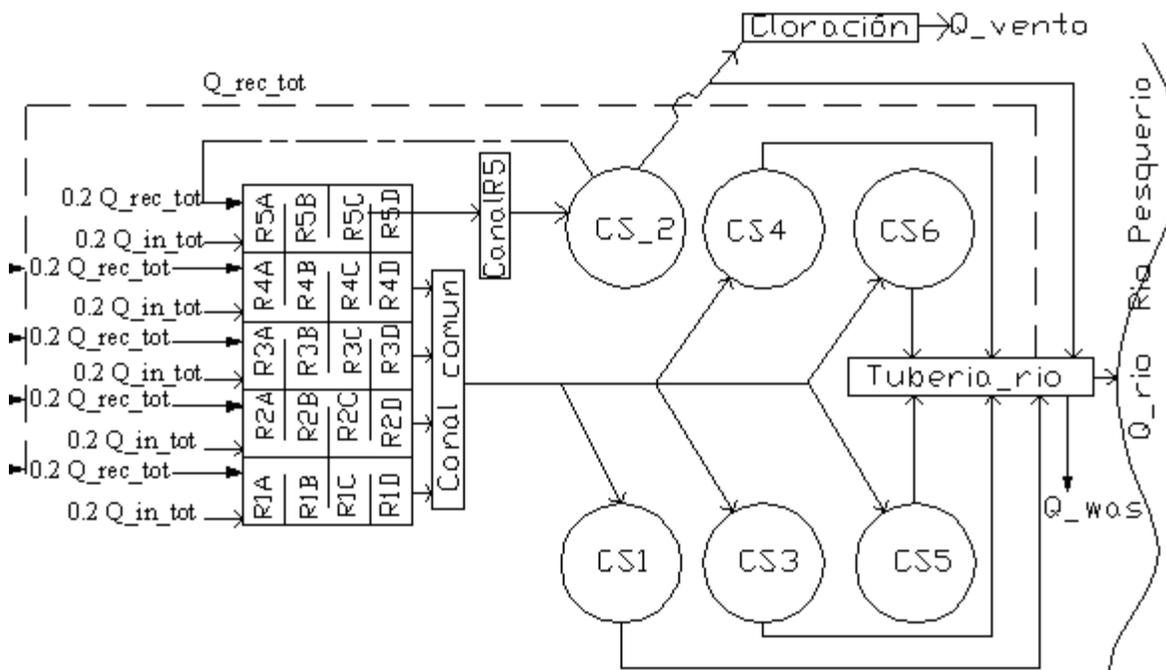


Figura 24. Esquema descriptivo del funcionamiento del tratamiento secundario de la PTAR.

El tratamiento secundario está constituido por 5 reactores de lodos activados (por difusión de burbuja fina) divididos en 4 compartimientos cada uno, un canal común colector del licor que sale de los reactores 1 a 4 y un canal colector del licor que sale del reactor 5. Se cuenta con 6 sedimentadores secundarios circulares, de los cuales el número 2 (CS_2) es de uso exclusivo para el reactor 5, mientras que los 5

sedimentadores restantes (CS1, CS3, CS4, CS5, CS6) son utilizados para el tratamiento del licor efluente de los reactores 1 a 4. Se dispone de una tubería que recolecta el agua clarificada proveniente de los sedimentadores secundarios 1, 3, 4 y 5, y la conduce hacia el río Pesquería. El efluente clarificado del sedimentador 2, se conduce hacia un sistema de cloración, y posteriormente, una parte del agua clarificada se envía hacia la industria para ser reutilizada (Q_venta) y el resto se envía hacia el río Pesquería.

Se desarrollaron dos modelos en AQUASIM, uno para el tren de tratamiento que involucra sólo al reactor 5, y otro para el reactor 1 (asumiendo que los reactores 1 a 4 funcionan de igual forma). Los modelos generados se basaron en un modelo de cuatro tanques de mezcla completa colocados en serie, tal como se mostró en la figura 24. Los parámetros de operación y diseño nominales con que se realizó la presimulación, así como su descripción, son mostrados en la tabla 4.

Tabla 4. Parámetros de operación y diseño nominales.

| Símbolo | Descripción | Valor |
|----------------|--|--------------------------|
| Q_in_tot | Caudal del Influyente total (5 reactores) | 18,000 m ³ /h |
| Q_rec_tot | Caudal de retorno total de lodo | 9,000 m ³ /h |
| Q_rio | Caudal del río | 17,352 m ³ /h |
| Q_wasR1-4 | Caudal de lodo para los reactores 1, 2, 3 y 4. | 290 m ³ /h |
| Q_wasR5 | Caudal de lodo para el reactor 5 | 58 m ³ /h |
| Q_venta | Caudal de agua para venta | 1,080 m ³ /h |
| V_R | Volumen total para cada uno de los reactores | 19,120 m ³ |
| V_comp | Volumen de cada compartimiento | 4,780 m ³ |
| V_CS. | Volumen total de cada sedimentador secundario. | 15,635 m ³ |
| V_rio | Volumen de río (Punto de descarga) | 20, 000 m ³ |
| V_can_com | Volumen del canal común para los reactores 1 a 4 | 200 m ³ |
| V_canalR5 | Volumen del canal colector para el reactor 5 | 50 m ³ |
| Frac_Qin_tot | Fracción del influente a cada reactor | 3,600 m ³ /h |
| Frac_Qrec | Fracción del lodo recirculado a cada reactor | 1,800 m ³ /h |

Uno de los parámetros es el volumen de trazador, mismo que es modificado en el modelo implementado, variado el flujo másico de rodamina WT (Ec. (29)) y con ello su concentración en el último compartimiento de los reactores (denominado R5_D) en que se realizó la prueba de trazador. Un ejemplo de lo anterior se presenta en la figura 25, en ésta se puede observar que para un volumen aplicado de 12 litros se obtuvo una concentración de 0.113 mg/L la cual superó el valor recomendado por la EPA y por el proveedor de la rodamina WT (0.1 mg/L en efluentes contaminados).

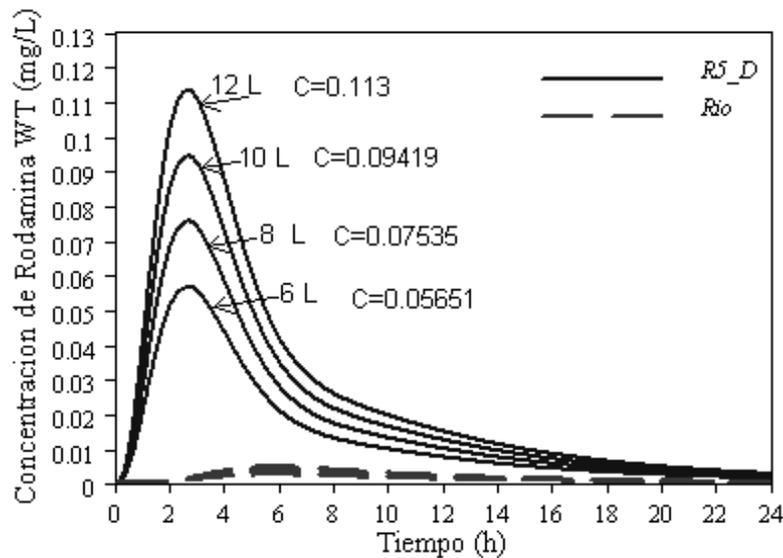


Figura 25. Curvas de respuesta a para diferentes volúmenes de rodamina WT agregados.

Para los casos en que el volumen de rodamina WT fue de 10, 8 y 6 L, se obtuvieron concentraciones adecuadas, sin embargo, debido a la incertidumbre que existió en cuanto al caudal máximo real, el utilizar 10 L hubiese implicado cierto error, ya que con el caudal de diseño ($3,600 \text{ m}^3/\text{h}$) la concentración máxima a la salida es muy cercana a la sugerida por la EPA como máximo. La mejor opción fue la de 8 L, ya que aun cuando el caudal influente aumentará o disminuirá, la concentración de rodamina WT máxima alcanzada sería mayor a 0.05 mg/L y menor a 0.1 mg/L. Para el caso de 6 L,

cabía la posibilidad de obtener concentraciones muy bajas en horas donde el caudal total fuera mínimo, por esta razón, ésta opción no fue seleccionada.

Respecto al tiempo de duración de las pruebas de trazador, se eligió de 24 horas (casi 5 veces el tiempo de retención nominal), a este tiempo se tuvo una concentración máxima de 0.00158 mg/L (menor a la del río). La duración de las pruebas sobrepasó la recomendación de Petersen *et. al.*, (2002), como se puede observar en la figura 26, para un tiempo de 15.9 horas (3 veces el tiempo de retención de la PTAR) la concentración de rodamina WT aun fue relativamente alta en relación con la concentración que se esperó en el punto de descarga al río (línea discontinua).

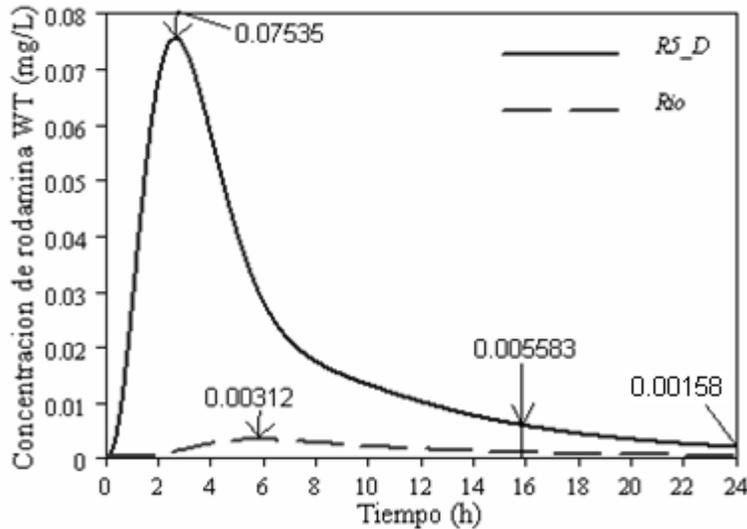


Figura 26. Curva de repuesta a un volumen de 8 L de rodamina WT.

A partir de la curva de respuesta obtenida, presentada en la figura 27, se decidió que la frecuencia de muestreo para cada etapa fuera: la primera etapa se estableció una frecuencia de muestreo de 1 muestra a cada 10 minutos en las 6 primeras horas; para la segunda etapa se estableció una frecuencia de muestreo de 1 muestra a cada 0.5 h durante 2.5 horas, y finalmente para el tiempo restante (3ª etapa) se muestreo a cada

hora debido a que la velocidad a la que disminuye la concentración de rodamina WT, fue relativamente lenta.

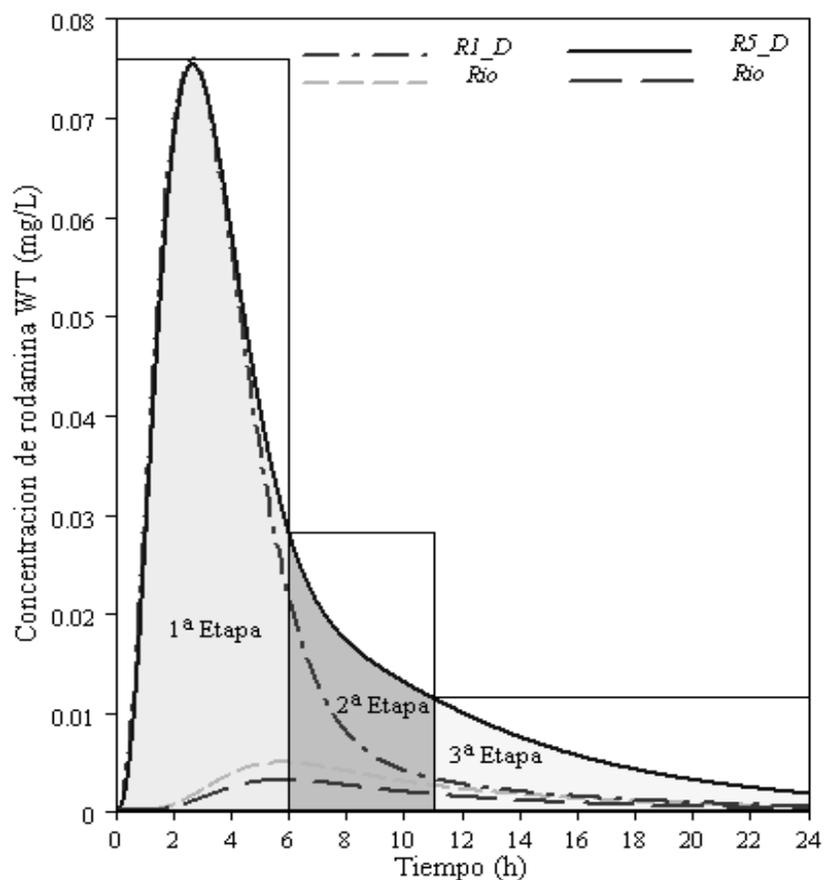


Figura 27. Distribución de frecuencia de muestreo, aplicada a los dos reactores.

Las figuras 25, 26 y 27, son representativas de la respuesta a la inyección de trazador en el reactor 5. Sin embargo, como se puede observar en la figura 27, las curvas de respuesta para los reactores 1 y 5 fueron muy similares, razón por la que los resultados obtenidos para el reactor 5 fueron aplicables para el reactor 1 (duración y frecuencia de muestreo). Finalmente, el volumen de muestra requerido fue establecido a 500 mL, éste volumen se fijó en función de la cantidad de muestra requerida por el fluorómetro utilizado (**Aquafluor™**) que fue de 4 mL, sin embargo considerando que la

muestra fue licor mezclado y que únicamente se requería el sobrenadante, se justifico la necesidad de los 500 mL de muestra.

4.2. Determinación de caudales mediante prueba trazador por inyección continua.

En la tabla 5, se presenta un resumen de las líneas de flujo donde fueron realizadas las pruebas de trazador con la finalidad de medir su caudal (para mayor detalle refiérase a la tabla 2 del anexo C). La inyección de rodamina WT se realizó en un punto lejano al lugar de medición.

Tabla 5. Mediciones de caudal en diferentes puntos de la planta, utilizando el método inyección continúa de un trazador.

| Punto de medición | Hora de realización | Caudal promedio medido, m ³ /h | Caudal determinado, m ³ /h | Observaciones |
|-------------------|---------------------|---|---------------------------------------|-------------------------------------|
| Q3 | 09:40 a.m. | 9144 | 8553.6 | Caudal medido confiable |
| | 10:30 a.m. | 17928 | 17161.2 | |
| Q20 | 10:30 a.m. | No se instaló medidor | 1497.6 | Caudal determinado confiable |
| | 04:00 p.m. | | 1148.4 | |
| | 06:40 p.m. | | 1022.4 | |
| Q15a | 01:28 p.m. | 4842 | 4136.4 | Ningún tipo de datos son confiables |
| | 01:30 p.m. | 4842 | 4186.8 | |
| | 10:20 a.m. | 4356 | 3088.8 | |
| | 12:30 p.m. | | 3114 | |
| | 05:29 p.m. | | 3902.4 | |
| Q15b + Q15c | 10:20 a.m. | 4096.8 | 4496.4 | Ningún tipo de datos son confiables |
| | 12:30 p.m. | | 8175.6 | |
| | 05:29 p.m. | | 2779.2 | |
| Q9 | 10:00 a.m. | 2641.32 | 8659.908 | Ningún tipo de datos son confiables |
| | 11:50 a.m. | 1267.2 | 4210.56 | |
| | 11:16 a.m. | | 4525.668 | |
| | 06:00 p.m. | | 5653.836 | |

En el caso de la medición de caudal del influente total (Q3) a los reactores, la rodamina WT utilizada tuvo una concentración promedio de 50,000 mg/L y fue inyectada a la salida del efluente del sedimentador primario 1 (figura 1, anexo A). Las muestras fueron tomadas en la caja repartidora 2 (tanque colector-distribuidor de caudal influente a reactores). En este caso, no se presentó ningún inconveniente ya que la mezcla requerida para el trazador fue lograda fácilmente. Durante la prueba, se tomaron las lecturas del medidor de flujo instalado en la línea 2, cuyas lecturas fueron muy parecidas a las obtenidas con la prueba de trazador. El valor del caudal calculado depende de la hora a la que se realizó la prueba.

En el punto 20 (Q20 by-pass), que se muestra en la figura 28, el trazador fue dosificado a una velocidad promedio de 2.2 L/h en un extremo del sedimentador primario. Las muestras fueron tomadas a una distancia de aproximadamente 200 m del punto de inyección del trazador. Las pruebas tuvieron una duración promedio de 18 minutos. Las muestras fueron tomadas a cada 3 minutos.



Figura 28. Medición de caudal Q20 mediante prueba de trazador. Inyección en el sedimentador primario.

Bajo estas condiciones, de flujo estacionario, la velocidad del caudal fue calculada asumiendo que el caudal de la rodamina WT es insignificante con relación al caudal desconocido de la línea de flujo 20. En éste punto se realizaron tres pruebas, lográndose obtener un valor de caudal promedio diario de $3,668.4 \text{ m}^3/\text{h}$.

Para los caudales del efluente de los reactores 1 y 2 (Q15), se presentaron algunos problemas de mezcla debido a que al inicio del canal común (en el efluente del reactor 1) el licor mezclado fluía a baja velocidad, lo que ocasionaba que la concentración de lodo en la parte inferior del canal fuera muy alta, evitando que la rodamina WT se mezclara correctamente. Los caudales determinados difirieron respecto a los registrados por los medidores. Para verificar cual de estos valores era el más correcto se realizó una estimación mediante simulación, sin embargo, estos valores también estuvieron por debajo de lo esperado, de acuerdo a la capacidad de la planta ($5,760 \text{ m}^3/\text{h}$ en promedio). Debido lo anterior, estos caudales no fueron utilizados para los cálculos posteriores.

Los caudales determinados para el punto 9, referente a la salida del licor del reactor 5 difirieron considerablemente de los registrados por los medidores, por lo que estos datos tampoco fueron utilizados para los cálculos posteriores. En este punto, la mezcla fue muy poca lo que dificultó la obtención de muestras homogéneas a la salida de la tubería donde se inyectó el trazador.

Durante el tiempo en que se realizaron estas pruebas, los medidores instalados fallaron constantemente y no se lograron obtener suficientes datos de calidad. Por otra parte, durante las últimas pruebas (realizadas en el mes de marzo) el reactor 1 estuvo operando con un caudal muy bajo debido a la falla de un soplador, esto también afectó los resultados ya que el caudal que dejó de tratar este reactor fue distribuido a los otros reactores, alterando la proporción de caudal determinado previamente. En tabla 2 del anexo C, se presentan más detalles de cada prueba y la conclusión a la que se llegó una

vez que los datos determinados por prueba de trazador y los registrados por los medidores fueron analizados.

Las muestras tomadas, fueron previamente aclimatadas a temperatura ambiente (25 °C) para evitar mediciones de concentración de rodamina WT erróneas.

4.3. Prueba de trazador con Rodamina WT en el reactor de lodos activados.

En la figura 29, se presentan las curvas de concentración de rodamina WT (círculos), obtenidas a partir de las pruebas de trazador, realizadas en los reactores 1 (izquierda) y 5 (derecha). Junto a estas curvas, se muestran las curvas obtenidas a partir del modelo de 4 tanques de mezcla completa, propuesto para la presimulación (utilizando los caudales nominales).

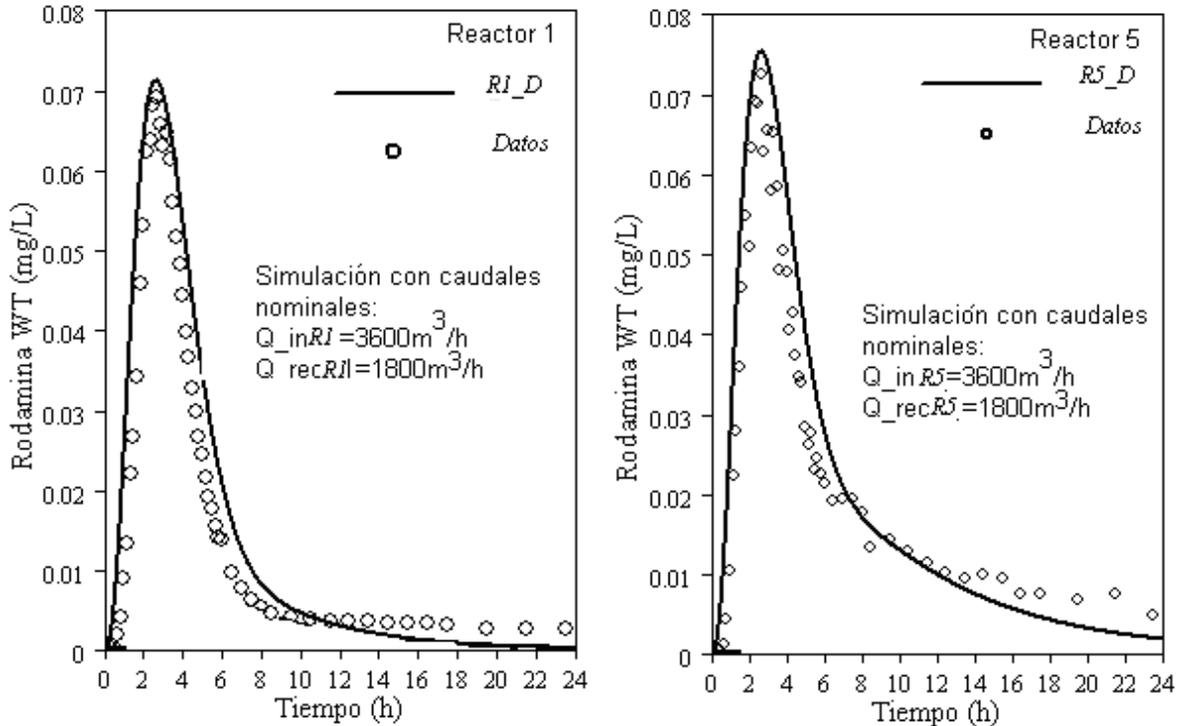


Figura 29. Curva de concentración de rodamina WT.

La concentración máxima de rodamina WT, fue de 0.069 mg/L para el reactor 1 y 0.0725 mg/L para el reactor 5, muy cercanos al valor determinado en la presimulación (0.0712 y 0.075 mg/L para el reactor 1 y 5 respectivamente).

A simple vista se puede ver que los datos experimentales se ajustaron adecuadamente al modelo propuesto de 4 tanques de mezcla completa. El buen ajuste obtenido, permitió corroborar la utilidad que tuvo el uso de la presimulación como herramienta para la determinación del volumen de rodamina utilizado, para el establecimiento del tiempo de duración de la prueba y la frecuencia de muestreo.

Para corroborar estadísticamente, el buen ajuste obtenido, se determinó el coeficiente de determinación (R^2), con un valor de 0.983 y 0.982, para el reactor 1 y 5 respectivamente, ambos con un nivel de confianza del 99%.

4.3.1. Calibración del modelo hidráulico.

Para lograr obtener el modelo más adecuado de tanques de mezcla completa en serie, que describiera el funcionamiento hidráulico de los reactores de lodos activados fue necesario implementar los datos operacionales promedio del caudal influente de cada reactor, el caudal de recirculación y purga con que opera el reactor 1 y 5.

Debido a la dificultad en la instalación y calibración de los medidores de flujo para cada uno de los reactores (colocados en el canal común), estas lecturas no fueron totalmente confiables, debido a la inestabilidad del medidor. A pesar de lo anterior, se determinaron los valores promedio de los caudales influente y fueron utilizados en el modelo para verificar el ajuste obtenido con dichos datos. Para el caso del caudal de recirculación, las lecturas fueron estables y confiables. En la tabla 6, se presentan los datos de los caudales promedio tomados de los medidores de flujo, así como el tiempo real de inyección del trazador.

El ajuste que se obtuvo al utilizar los datos de caudales de la tabla 6, no fue bueno, tal como se muestra en la figura 30, que representa la curva de ajuste (línea continua) para el modelo del reactor 1 y 5, utilizando un modelo de 4 tanques de mezcla completa en serie. Esto muestra, que por lo menos uno de los datos de caudales obtenidos a partir de los medidores de flujo se aleja considerablemente del valor real, sin embargo se tiene la incertidumbre respecto a cual de ellos es el correcto (caudal influente o recirculación).

Tabla 6. Caudales obtenidos de los medidores de flujo.

| Símbolo | Descripción | Valor |
|-------------|---|----------------------------|
| Q_inR 1 | Caudal promedio del Influyente al reactor 1 | 2,288.41 m ³ /h |
| Q_recR1 | Caudal promedio de recirculación para cada reactor; R1, R2, R3 y R4 | 2,462.4 m ³ /h |
| Q_wasR1 | Caudal de purga de lodo para cada reactor; 1, 2, 3 y 4. | 50 m ³ /h |
| t_aplic_rod | Tiempo de inyección del trazador | 0.2108 min. |
| Q_inR5 | Caudal promedio del Influyente al reactor 5 | 2,048.04 m ³ /h |
| Q_recR5 | Caudal promedio de recirculación para el reactor; R5 | 2,286.62 m ³ /h |
| Q_wasR5 | Caudal de purga de lodo para cada reactor; 1, 2, 3 y 4. | 50 m ³ /h |

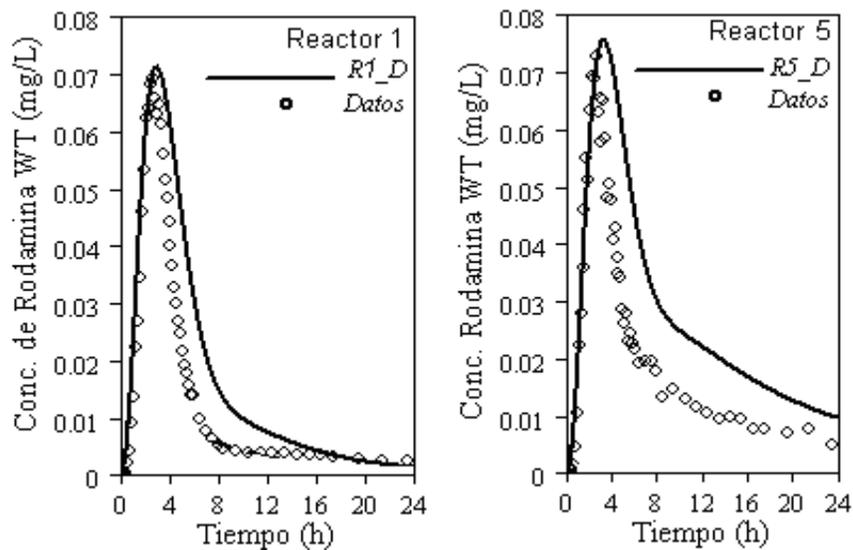


Figura 30. Simulación del modelo de 4 tanques en serie, utilizando caudales medidos (tabla 6), sin corrección.

Considerando que cada reactor de la PTAR “Dulces Nombres” operaba con una recirculación de un 50 hasta un 70 % del caudal influente, y que el caudal promedio era de 3600 m³/h, se pudo afirmar que el caudal influente promedio obtenido de los medidores de flujo era incorrecto, lo contrario implicaría que el porcentaje de recirculación rebasaba el 100 % del caudal influente.

La mínima dispersión de los datos de concentración de rodamina WT respecto a la forma de la curva y del modelo propuesto en la presimulación (ver figura 29), permitieron abordar el problema de la calibración desde otro punto de vista: 1) realizando un análisis de RTD, y 2) utilizando la información de perfil de concentración de rodamina WT, para más bien determinar los caudales Q_{inR1} y Q_{inR5} mediante simulación, ya que el conocimiento de éstos es imperativo para la modelación de la PTAR. En ambos casos se asumió que el caudal de recirculación registrado, era el más aceptable debido a la estabilidad del medidor instalado en las líneas de recirculación.

4.3.1.1. Cálculo de los caudales del influente a los reactores 1 y 5 mediante un análisis de RTD.

Se realizó un análisis de distribución de tiempos de residencia para generar una curva E (Ec. (3)), mostrada en la figura 31. A partir de la curva E se determinó el tiempo de retención medio (T_{prom}) haciendo uso de la Ec. (12), utilizando los datos de concentración de rodamina WT experimentales. A partir del T_{prom} , se calculó el caudal influente, en función del volumen de cada compartimiento, de cada reactor o para el reactor completo. Los resultados se resumen en la tabla 7.

Dado que los datos de concentración experimentales no se encontraron muy dispersos, de acuerdo a la forma esperada (función de pulso), se tuvo la seguridad de que el caudal influente a R1 y R5, calculados, serían muy aproximados a los de operación, esto se valoró una vez que fueron implementados en el modelo correspondiente.

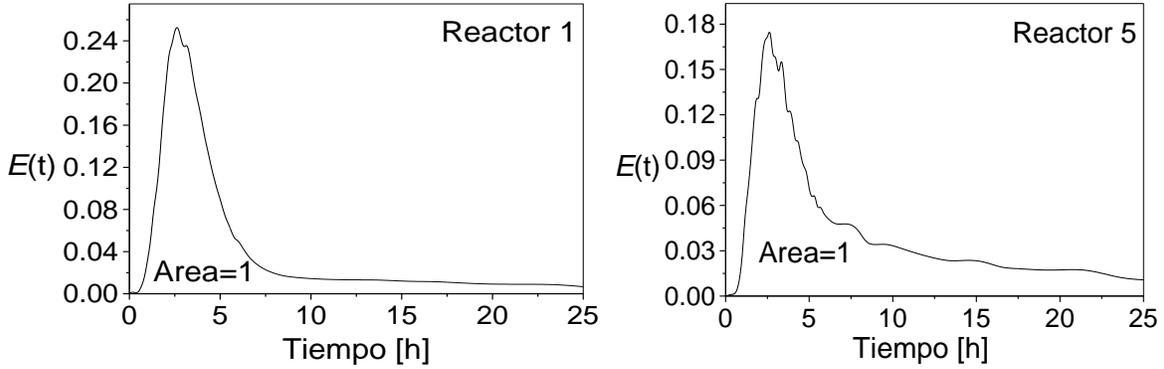


Figura 31. Distribución de tiempos de residencia para los reactores 1 y 5.

Tabla 7. Caudal influente para los reactores 1 y 5.

| | V_total por cada reactor m ³ | T _{prom} h | τ, h | Q_in Calculado m ³ /h | Q_rec Simulado m ³ /h |
|----|---|---------------------|------|----------------------------------|----------------------------------|
| R1 | 19120 | 5.865 | 5.33 | 3260 | 2389.96 |
| R5 | 19120 | 7.966 | 5.33 | 2400.2 | 3447.3 |

Con los datos de Q_{in} calculados para cada reactor fue posible simular los valores de Q_{rec} más adecuados para el modelo de 4 tanques en serie. El ajuste, para el caso del reactor 1 fue bueno, al utilizar el caudal calculado con base al T_{prom}, sin embargo, para el reactor 5, el ajuste no fue adecuado como se puede ver en tabla 7 y en la figura 32.

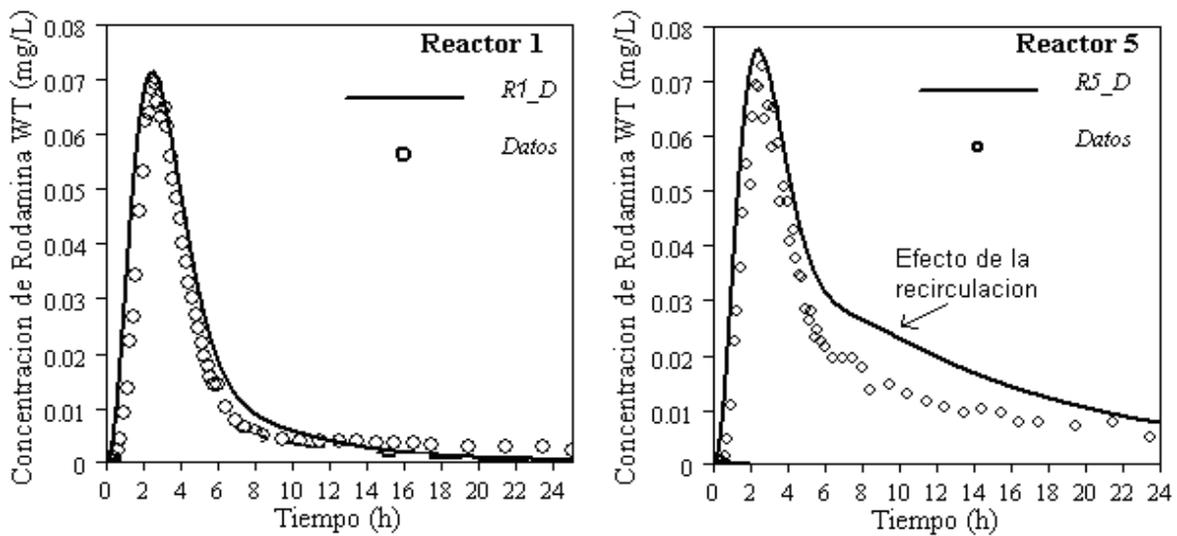


Figura 32. Curvas de respuesta utilizando los Q_{in} calculados a partir del T_{prom}.

Nótese que para el caso de R1, el T_{prom} , tuvo un valor semejante a τ (tiempo de retención nominal), por lo cual, fue posible decir que el Q_{in} calculado es muy cercano al valor real. Sin embargo, para el caso de R5, la diferencia entre los tiempos calculados es más notoria, y esto resultó en un Q_{in} muy bajo en relación con el caudal de recirculación. Por otra parte, el hecho de que el área bajo la curva de la figura 31 resultó igual a la unidad indicó que no hubo pérdidas de trazador considerables.

Al comparar los valores de los caudales de recirculación simulados para ambos reactores respecto a los valores de las lecturas obtenidas de los medidores de flujo, se observó, que para el caso de reactor 1, la variación fue de tan solo 3 %, mientras que para el reactor 5 fue de hasta el 50 % (tabla 7 y 8). En este último caso se observó que el caudal de recirculación repercutió notablemente sobre la curva de respuesta, como consecuencia de la forma en que opera este reactor (el licor recirculado no se mezcla con el del resto de los reactores). Esto permitió tomar la decisión de fijar la tasa de recirculación obtenida de los medidores de flujo (que en este caso fueron confiables), para calcular el caudal influente a cada reactor únicamente mediante simulación.

4.3.1.2. Estimación de los caudales del influente a los reactores 1 y 5 mediante simulación en AQUASIM.

En la tabla 8, se presentan los resultados obtenidos al utilizar la tasa de recirculación promedio de los medidores de flujo en la determinación del caudal influente, el cual para el reactor 1, no varía considerablemente en comparación con el calculado a partir del T_{prom} . En la figura 33, se muestran las curvas de ajuste obtenidas, mismas que validan la confiabilidad de los caudales simulados. Por otra parte, la similitud de los tiempos de residencia media (t), calculado a partir del Q_{in} simulado y nominal (τ),

permitieron establecer que el comportamiento de los reactores era flujo pistón, además de que no existe cortocircuito o espacios muertos considerables.

Tabla 8. Caudal influente para los reactores 1 y 5.

| | V_total por cada reactor m ³ | Q_in Calculado m ³ /h | Q_in Simulado m ³ /h | Q_rec Medido m ³ /h | t, h | τ, h |
|----|---|--|---------------------------------------|--------------------------------------|---------|---------|
| R1 | 19120.00 | 3260.017 | 3233.3 | 2462.4 | 5.91 | 5.3 |
| R5 | 19120.00 | 2400.201 | 3561.5 | 2286 | 5.36 | 5.3 |

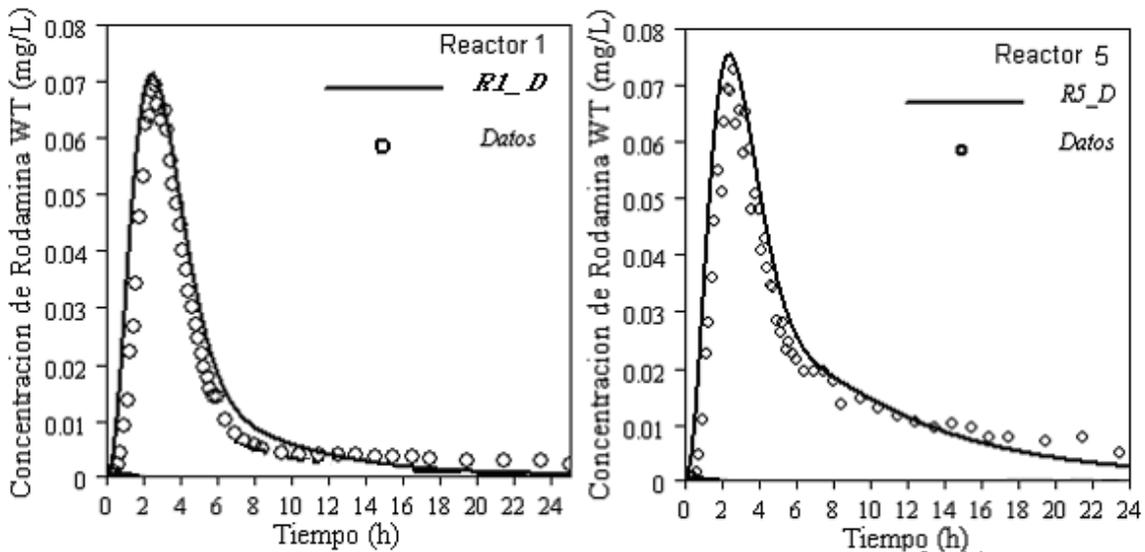


Figura 33. Curvas de respuesta, utilizando los Q_rec medidos y Q_in simulados.

Para validar la suposición tomada anteriormente, en relación a la posibilidad de utilizar Q_rec para determinar Q_in, se realizó un análisis de sensibilidad, presentado en la figura 34. A partir del éste, se determinó que el valor del caudal de purga de lodos, no era determinante para el modelo, ya que como se puede ver en la figura 34, la línea discontinua, que representó la respuesta a los cambios en el valor de Q_rec, se mantuvo siempre constante en el cero del gráfico de sensibilidad. Lo realmente importante, era el caudal influente y la recirculación, ya que el modelo si se vio afectado cuando estos

variaban, lo cual se puede ver en el comportamiento de la línea punteada (Q_{rec}) y la continua (Q_{in}). Con base en lo anterior, durante la simulación solo fue necesario determinar el Q_{in} o el Q_{rec} , fijando el valor de alguno de estos y determinando el otro.

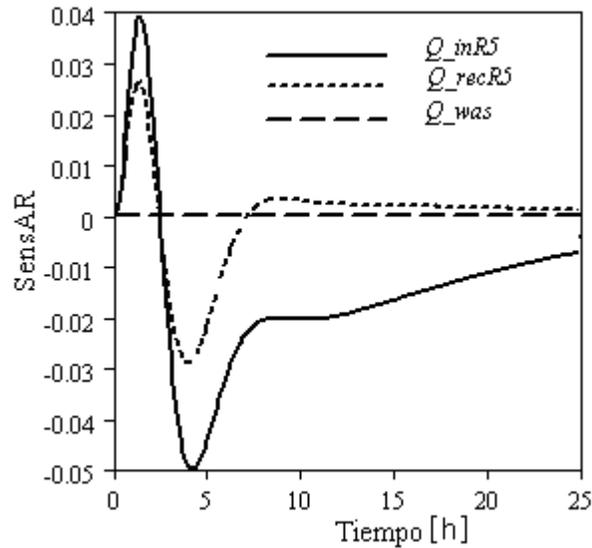


Figura 34. Análisis de Sensibilidad.

La figura 34 muestra también que Q_{in} y Q_{rec} no son parámetros identificables de forma única y es preciso definir cual de estos parámetros tendrá que fijarse para poder determinar el otro. De acuerdo al gráfico del análisis de sensibilidad, se puede observar que Q_{in} afecta más a la respuesta del modelo por lo que es preciso que Q_{rec} sea el parámetro a fijar y Q_{in} el parámetro a calcular. Este análisis aplica para cualquiera de los reactores.

4.4. Validación de los modelos hidráulicos.

Aun cuando los resultados obtenidos con el modelo de 4 tanques de mezcla completa en serie, son buenos, es necesario validar dicho modelo. Para lo cual, se

probaron 5 modelos alternativos con diferente número de tanques y con base en los siguientes casos:

a) Se estimó de forma simultánea el caudal influente (Q_{in}) y de recirculación (Q_{rec}), mediante el modelo de 4 tanques de mezcla completa colocados en serie. A pesar del buen ajuste obtenido, tal como se puede ver en la figura 35, el valor del caudal de recirculación para el reactor 1 (en particular), no es congruente con los caudales nominales con que opera la planta, ya que un Q_{recR1} de $200 \text{ m}^3/\text{h}$ para la PTAR “Dulces Nombres” es demasiado pequeño.

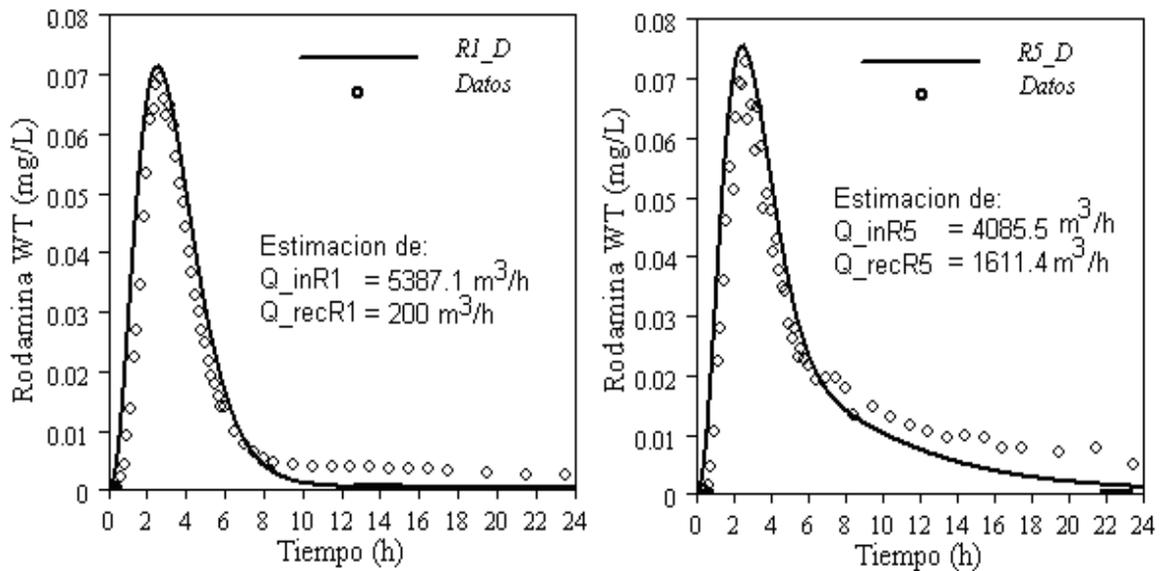


Figura 35. Curvas de ajuste para los caudales estimados simultáneamente.

Por otra parte, al realizar nuevos intentos por determinar un nuevo conjunto de valores para los caudales, se observó que el valor de inicio que se le asignaba a Q_{rec} , no era modificado por el software (AQUASIM) durante la simulación, por lo que la decisión de fijar el valor de Q_{rec} en el modelo con el valor promedio registrado por los medidores de flujo resultó ser una mejor opción, misma que será analizada en la siguiente sección.

Este comportamiento observado solo confirma los resultados del análisis de sensibilidad anterior.

b) Estimación de uno de los caudales estableciendo el valor del otro. Por ejemplo, al estimar Q_{rec} , fijando el valor promedio de Q_{in} obtenido de los medidores de flujo instalados (o viceversa). De forma complementaria, para validar el modelo de 4 tanques de mezcla completa colocados en serie para cada uno de los reactores bajo estudio, se decidió probar otros modelos conformados de 2, 3, 5 y 7 tanques, igualmente colocados en serie, el volumen total de cada reactor se mantuvo constante en todos los casos, por lo que el volumen varió únicamente para cada compartimiento en función del número de tanques implementados. Para cada uno de los modelos implementados se fijo el caudal de recirculación (Q_{rec}), debido a que el valor registrado por los medidores de flujo, resultó ser más estable en relación con los registrados por los otros medidores instalados. Se procedió a simular el valor más adecuado de Q_{in} . El resumen de los caudales simulados se presenta en la tabla 9, en ésta, también son presentados los valores de χ^2 como parámetro de ajuste, mismos que son proporcionados directamente por AQUASIM durante la estimación de parámetros.

Tabla 9. Q_{in} , resultado de la simulación y su χ^2

| No.Tanques | Q_{inR1} | Q_{recR1} | χ^2 | No.Tanques | Q_{inR5} | Q_{recR5} | χ^2 |
|------------|-------------|-------------|---------------|------------|-------------|-------------|---------------|
| 2 | 2419 | 2462 | 0.0134 | 2 | 2827 | 2286 | 0.0125 |
| 3 | 2917 | 2462 | 0.0066 | 3 | 3252 | 2286 | 0.0059 |
| 4 | 3233 | 2462 | 0.0040 | 4 | 3561 | 2286 | 0.0039 |
| 5 | 3436 | 2462 | 0.0034 | 5 | 3800 | 2286 | 0.0036 |
| 7 | 3687 | 2462 | 0.0047 | 7 | 4076 | 2286 | 0.0062 |

En la figura 36, se presentan gráficamente el comportamiento de χ^2 . Como se puede ver, los valores de χ^2 más pequeños se alcanzan cuando son simulados los modelos de 4 y 5 tanques de mezcla completa, estos valores indican que para estos modelos la dispersión de los datos experimentales en relación al modelo esperado es menor en comparación con los modelos de 2, 3 y 7 tanques de mezcla completa.

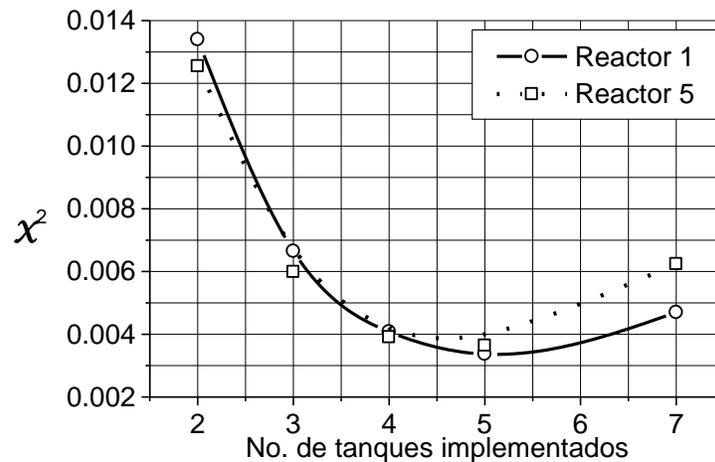


Figura 36. Validación del mejor modelo propuesto mediante χ^2 .

En la figura 37, se muestran las curvas obtenidas para cada modelo (2, 3, 4, 5 y 7 tanques), representativo del reactor 1 (así como para los reactores 2, 3 y 4) y 5 respectivamente. Se observó que los modelos de 4 y 5 tanques en serie se ajustaron mejor a los datos experimentales, éste último fue el de mejor ajuste de acuerdo a la χ^2 obtenida. Sin embargo, no hubo necesidad de imponer un modelo de 5 tanques ya que el de 4 también respondió adecuadamente al ajuste, esta decisión repercutirá favorablemente en el tiempo de respuesta durante la simulación cuando el modelo hidráulico sea implementado en conjunto con las relaciones cinéticas para determinar el comportamiento de los componentes del agua residual, como DQO, DBO, Nitrógeno, etc.

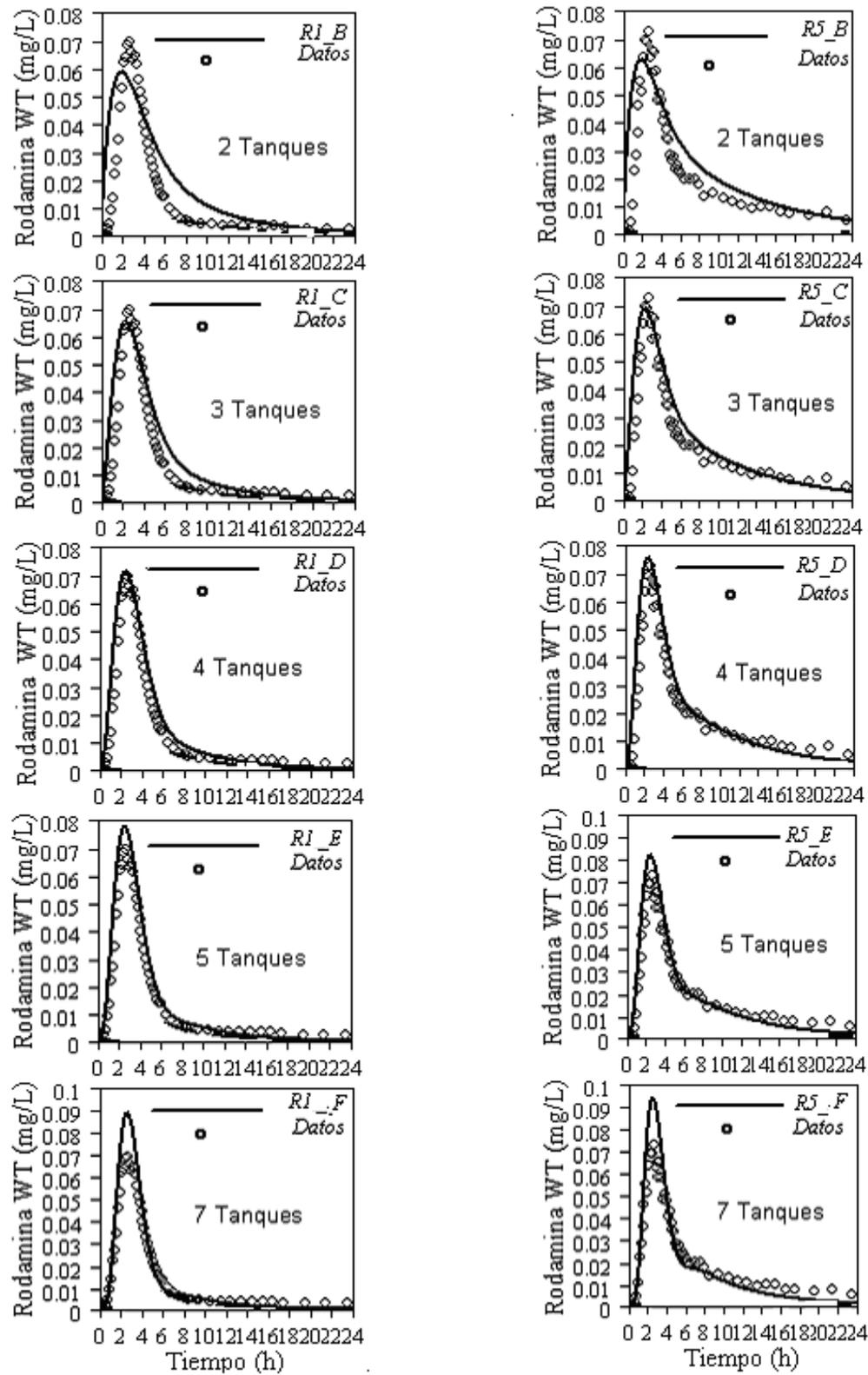


Figura 37. Reactor 1 (izquierda) y reactor 5 (derecha); curvas de ajuste; modelo de 2, 3, 4, 5 y 7 tanques colocados en serie.

Por otra parte, se analizó visualmente las curvas de ajuste obtenidas para los modelos de 4 y 5 tanques (para ambos reactores), notamos que la curva de ajuste para 5 tanques presentó una pequeña desviación de los datos de concentración máxima alcanzada, mientras que para el caso de la curva de ajuste con el modelo de 4 tanques se ajusta mejor a estos datos.

Finalmente se logró establecer que el modelo más adecuado es el de 4 tanques. En este caso los caudales, del influente y recirculación, óptimos se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 10. Especificaciones para cada modelo generado.

| | V_total por cada reactor m³ | V_tanque por cada reactor m³ | Q_in m³/h | Q_rec m³/h | Q_was m³/h | t, h | Número de tanques |
|----|---|--|---------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|-----------------|----------------------------------|
| R1 | 19120 | 4780 | 3233.3 | 2462.4 | 50 | 5.91 | 4 |
| R5 | 19120 | 4780 | 3561.5 | 2286.6 | 50 | 5.36 | 4 |

4.5. Sedimentación en columna.

Las pruebas de sedimentación se llevaron a cabo sin ningún problema. Para ejemplificar cada una de ellas se tomará en cuenta la realizada el día 21 de enero de 2008, para el licor mezclado tomado en el canal común del efluente de los reactores 1, 2, 3 y 4, el cual se distribuía a los sedimentadores secundarios 1, 3, 4 y 5. En la tabla 11, se presentan las concentraciones de sólidos suspendidos totales de las muestras de licor mezclado utilizado para las pruebas de sedimentación. Se puede ver que la concentración esperada para cada muestra (calculadas con la E_c , (31)), son muy cercanas a las reales (medidas al final de cada corrida).

Para cada una de las muestras de la tabla 11, se generó una curva de velocidad de sedimentación. A cada variación de altura de la interfase sólido-líquido del licor

mezclado se registraron las lecturas de tiempo. Las curvas generadas para la corrida de ejemplo se presentan en la figura 38.

Tabla 11. Concentración de SST en el licor mezclado utilizado en las pruebas de velocidad de sedimentación en columna.

| Muestra | SST Esperados, g/L | SST Medidos, g/L |
|---------|--------------------|------------------|
| M1 | 11.5 | 11.76 |
| M2 | 9.86 | 8.06 |
| M3 | 6.62 | 6.36 |
| M4 | 4.38 | 4.18 |
| M5 | 3.68 | 3.4 |
| M6 | 2.78 | 2.04 |

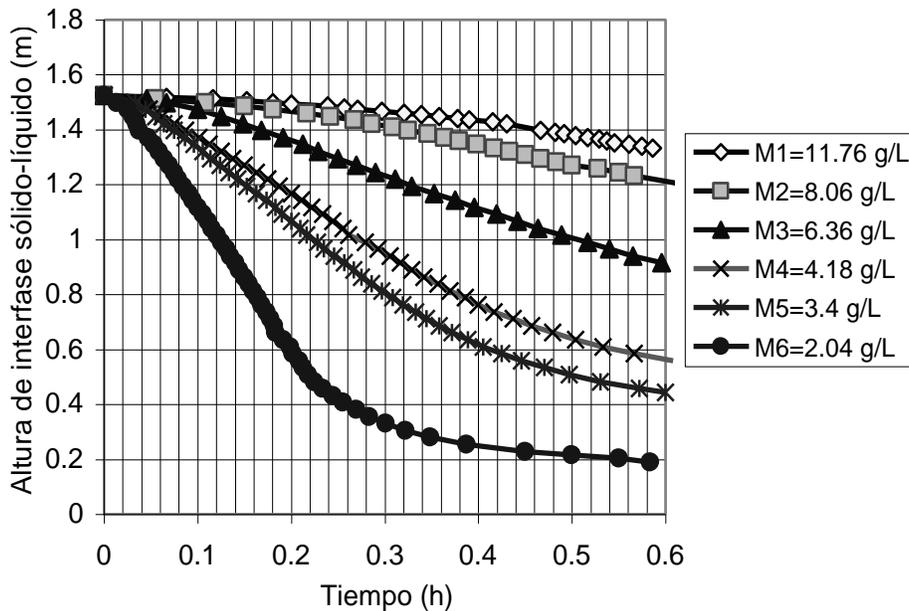


Figura 38. Curvas de velocidad de sedimentación.

En la figura 38, también se puede ver que los datos de altura de interfase respecto al tiempo fueron registrados correctamente, ya que los datos registrados no se mostraron muy dispersos fuera de la curva de velocidad de sedimentación esperada.

4.5.1. Velocidad de sedimentación.

Se determinó la velocidad de sedimentación (V_s) para cada una de las 6 curvas generadas, para las 5 pruebas realizadas. Durante el inicio de la obtención de datos de velocidad de sedimentación para cada curva se observó un periodo latente donde el licor mezclado parecía no sedimentar (figura 39), posterior a esta zona, el licor mezclado comenzó a sedimentar a una velocidad constante, esto indicó que se estaba operando en la zona de sedimentación de partículas discretas.

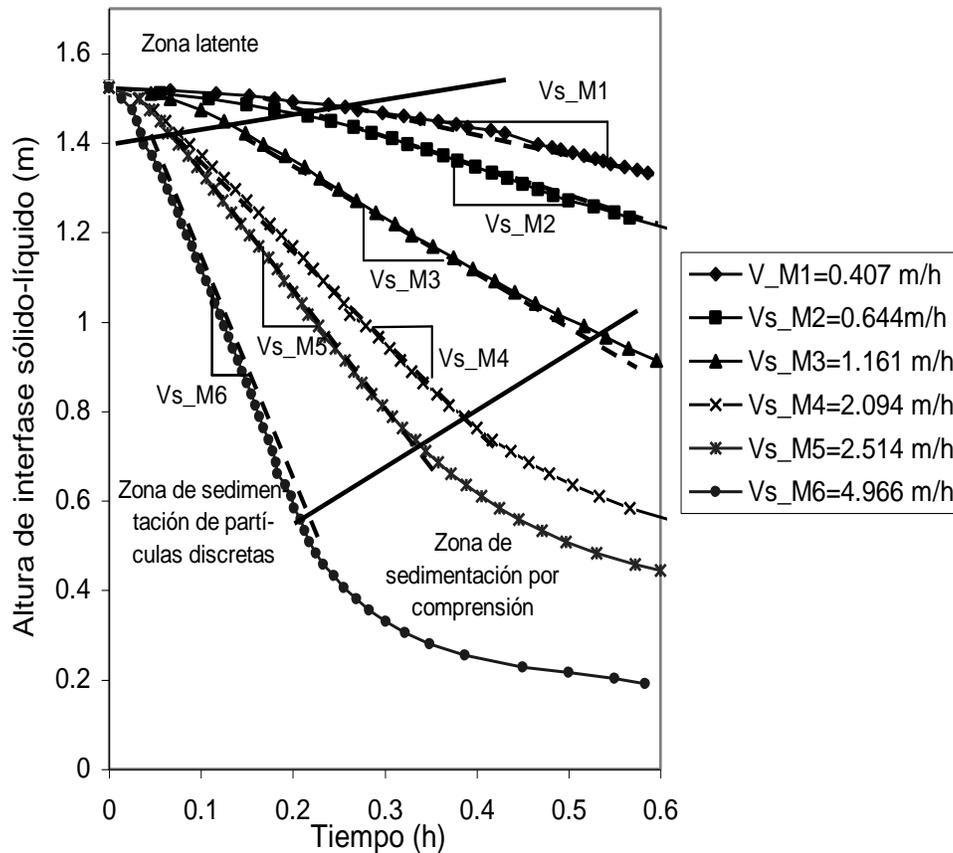


Figura 39. Velocidades de sedimentación para las curvas del día 21 de enero de 2008.

Después de un tiempo que va desde los 12 hasta los 35 minutos (dependiendo de la concentración de SST iniciales en la mezcla), el licor mezclado inició a sedimentar

lentamente, lo cual indicó que se había entrado a la zona de sedimentación por compresión.

Fue importante identificar las tres zonas de sedimentación mencionadas en los párrafos anteriores ya que la pendiente de la curva de sedimentación en la zona intermedia (sedimentación de partículas discretas) fue la que permitió calcular la velocidad de sedimentación a partir de su pendiente, para cada mezcla de licor mezclado con concentración de SST conocida. En la figura 39, se presenta un ejemplo de este cálculo, así también, se puede ver la división de las tres zonas de sedimentación mencionadas y la pendiente de velocidad para cada curva. Asimismo, la figura 39, permite justificar la elección del tiempo de prueba, ya que como se puede ver, para los casos en que la concentración de SST del licor mezclado es relativamente baja (por ejemplo para la muestra M6) la zona de sedimentación de partículas discretas ocurre rápidamente. Por otra parte, para las muestras con una concentración de SST mayor, esta zona se presenta en un rango de tiempo más amplio debido a su concentración relativamente alta, lo que permitió asumir que la velocidad de sedimentación sería constante por un periodo suficiente.

La velocidad de sedimentación resultante se puede ver en la tabla 12. El lado izquierdo de esta tabla muestra los resultados para el licor mezclado que entra a los sedimentadores 1, 3, 4 y 5, y los datos del lado derecho son los resultados para el licor mezclado que entra sedimentador 2. Los valores del coeficiente de determinación, R^2 , estuvieron muy cercanos a la unidad permitieron establecer que la velocidad de sedimentación determinada es correcta, y que por lo tanto, las mediciones fueron realizadas correctamente. En ésta tabla, también se puede ver que los resultados para los sedimentadores 1, 3, 4 y 5, no fueron muy distintos de los obtenidos para el sedimentador 2, por lo cual fue posible asumir que los resultados finales resultarían muy parecidos.

Tabla 12. Velocidad de sedimentación para cada concentración de SST de cada serie de curvas.

| | Sedimentadores 1, 3, 4 y 5 | | | | Sedimentador 2 | | |
|-----------|----------------------------|---------|----------------|-----------|----------------|---------|----------------|
| | SST, g/L | Vs, m/h | R ² | | SST, g/L | Vs, m/h | R ² |
| 17-Ene-08 | 11.5 | 0.230 | 0.991 | 15-Feb-08 | 12.84 | 0.135 | 0.952 |
| | 9.86 | 0.517 | 0.999 | | 10.66 | 0.634 | 0.996 |
| | 6.62 | 1.014 | 0.998 | | 6.82 | 1.116 | 0.997 |
| | 4.38 | 2.633 | 0.999 | | 5.72 | 1.557 | 0.991 |
| | 2.78 | 3.284 | 0.998 | | 4.46 | 2.363 | 0.996 |
| | 2.04 | 4.614 | 0.998 | | 2.4 | 4.421 | 0.998 |
| 21-Ene-08 | 11.76 | 0.407 | 0.979 | 16-Feb-08 | 12.6 | 0.213 | 0.998 |
| | 8.06 | 0.644 | 0.994 | | 11.04 | 0.752 | 0.993 |
| | 6.36 | 1.161 | 0.998 | | 7.6 | 1.099 | 0.997 |
| | 4.18 | 2.094 | 0.999 | | 3.84 | 1.786 | 0.998 |
| | 3.4 | 2.514 | 0.997 | | 2.92 | 2.278 | 0.996 |
| | 2.04 | 4.966 | 0.998 | | 1.98 | 5.341 | 1.000 |
| 01-Feb-08 | 11.28 | 0.175 | 0.994 | 18-Feb-08 | 9.18 | 0.431 | 0.999 |
| | 7.86 | 0.665 | 0.997 | | 6.64 | 1.081 | 0.999 |
| | 6.2 | 1.169 | 0.999 | | 5.02 | 1.589 | 0.994 |
| | 3.86 | 2.126 | 0.999 | | 3.94 | 2.099 | 0.992 |
| | 3.78 | 2.909 | 0.998 | | 2.58 | 3.520 | 0.998 |
| | 1.84 | 5.009 | 0.999 | | 1.78 | 5.256 | 1.000 |
| 02-Feb-08 | 9.18 | 0.399 | 0.987 | 19-Feb-08 | 9.68 | 0.407 | 0.985 |
| | 5.56 | 0.730 | 0.998 | | 7.54 | 0.914 | 0.998 |
| | 5.58 | 1.043 | 1.000 | | 5.2 | 1.363 | 0.999 |
| | 3.2 | 2.285 | 0.998 | | 3.58 | 2.096 | 0.995 |
| | 2.94 | 2.891 | 0.997 | | 3.12 | 2.736 | 0.997 |
| | 1.72 | 5.128 | 0.997 | | 2.52 | 4.042 | 0.997 |
| 04-Feb-08 | 11.72 | 0.220 | 0.998 | 20-Feb-08 | 10.42 | 0.229 | 0.995 |
| | 7.32 | 0.933 | 0.996 | | 7.38 | 0.895 | 0.997 |
| | 6.12 | 1.291 | 0.996 | | 5.42 | 1.519 | 0.999 |
| | 4.5 | 1.852 | 0.991 | | 4.54 | 1.865 | 0.998 |
| | 3.46 | 2.569 | 0.996 | | 3.42 | 3.179 | 0.997 |
| | 2.14 | 4.570 | 0.999 | | 2.04 | 5.252 | 0.999 |

4.5.2. Ajuste de modelos y estimación de parámetros.

Con los datos de velocidad de sedimentación se determinaron los parámetros de ajuste de los modelos de Vesilind, Cho y Takács, sin embargo, para poder determinar el conjunto de parámetros para cada ecuación de velocidad de sedimentación fue necesario implementar los modelos en el simulador AQUASIM.

En la tabla 13, son presentados los valores obtenidos para los parámetros de los modelos evaluados con el licor mezclado de los sedimentadores 1, 3, 4 y 5. Asimismo, en la figura 40, se presentan los ajustes.

Tabla 13. Parámetros de ajuste de modelos de velocidad de sedimentación, para el sedimentador 1, 3, 4 y 5.

| Modelo | No. corrida | n m^3/kg | V_o m/h | R^2 |
|----------|-------------|-----------------|----------------|-------|
| Vesilind | 1 | 0.29 | 8.06 | 0.98 |
| | 2 | 0.38 | 10.30 | 0.98 |
| | 3 | 0.34 | 9.38 | 0.98 |
| | 4 | 0.47 | 11.5 | 0.99 |
| | 5 | 0.34 | 9.22 | 0.97 |
| | Promedio | 0.36 | 9.68 | |

| Modelo | No. corrida | V_o m/h | X_{min} kg/m^3 | rh m^3/kg | rp m^3/kg | R^2 |
|--------|-------------|----------------|-----------------------|------------------|------------------|-------|
| Takács | 1 | 6.15 | 0.13 | 0.56 | 950 | 0.84 |
| | 2 | 10.00 | 0.02 | 0.72 | 47.30 | 0.81 |
| | 3 | 7.83 | 0.24 | 0.67 | 51.12 | 0.76 |
| | 4 | 7.13 | 0.68 | 0.86 | 527.7 | 0.83 |
| | 5 | 8.02 | 0.00 | 0.64 | 203.2 | 0.13 |
| | Promedio | 7.83 | 0.21 | 0.69 | 355.9 | |

| Modelo | No. corrida | n m^3/kg | k' $kg/m^2 \cdot h$ | R^2 |
|--------|-------------|-----------------|--------------------------|-------|
| Cho | 1 | 0.05 | 10.75 | 0.96 |
| | 2 | 0.09 | 12.04 | 0.99 |
| | 3 | 0.06 | 11.13 | 0.96 |
| | 4 | 0.13 | 11.13 | 0.99 |
| | 5 | 0.08 | 11.57 | 0.7 |
| | Promedio | 0.08 | 11.32 | |

La serie de parámetros presentados en la tabla 13, son aplicables para representar el funcionamiento cualquiera de los sedimentadores secundarios 1, 3, 4 ó 5. En la parte inferior de cada sub-tabla se presenta el promedio de cada serie de parámetros. Por ejemplo, el promedio de los parámetros de ajuste del modelo de Vesilind son; $n = 0.36 \text{ m}^3/\text{kg}$ y $V_0 = 9.68 \text{ m/h}$. En la última columna de cada sub-tabla también se presenta el valor del coeficiente de determinación R^2 . Para el caso de los parámetros obtenidos para el ajuste del modelo de Vesilind se puede ver que dichos ajustes fueron buenos ya que el valor de R^2 se mantuvo por arriba de 0.97, el cual es muy cercano a la unidad. La bondad de ajuste también puede verificarse visualizando las curvas de ajuste presentadas en la figura 40, correspondientes a las corridas o pruebas realizadas con el licor mezclado, influente a los sedimentadores 1, 3, 4 y 5. Se puede ver, en esta figura que los datos experimentales de velocidad de sedimentación no se encuentran muy dispersos a lo largo de la curva de ajuste, esto corroboró la bondad de ajuste obtenida para el modelo de Vesilind.

Para el caso de los parámetros de ajuste del modelo de Takács, de acuerdo al parámetro de ajuste, éste muestra que los ajustes para cada corrida no fueron muy buenos (en comparación con los obtenidos para el modelo de Vesilind), ya que en el mejor de los casos el valor de R^2 fue de 0.84. Lo anterior se puede verificar observando las curvas de ajuste para cada corrida presentada en la figura 40. La dispersión de los datos experimentales fue mayor para este modelo en relación con el de Vesilind. Lo anterior puede deberse a la complejidad del modelo respecto a los otros dos modelos, ocasionando que durante la simulación el software entra en conflicto por la interacción entre los parámetros involucrados impidiendo que el algoritmo utilizado encontrará un punto de convergencia para los parámetros de ajuste. Este problema de convergencia ya había sido reportado por algunos autores, tal es el caso de Vanderhasselt y Vanrolleghem, (2000).

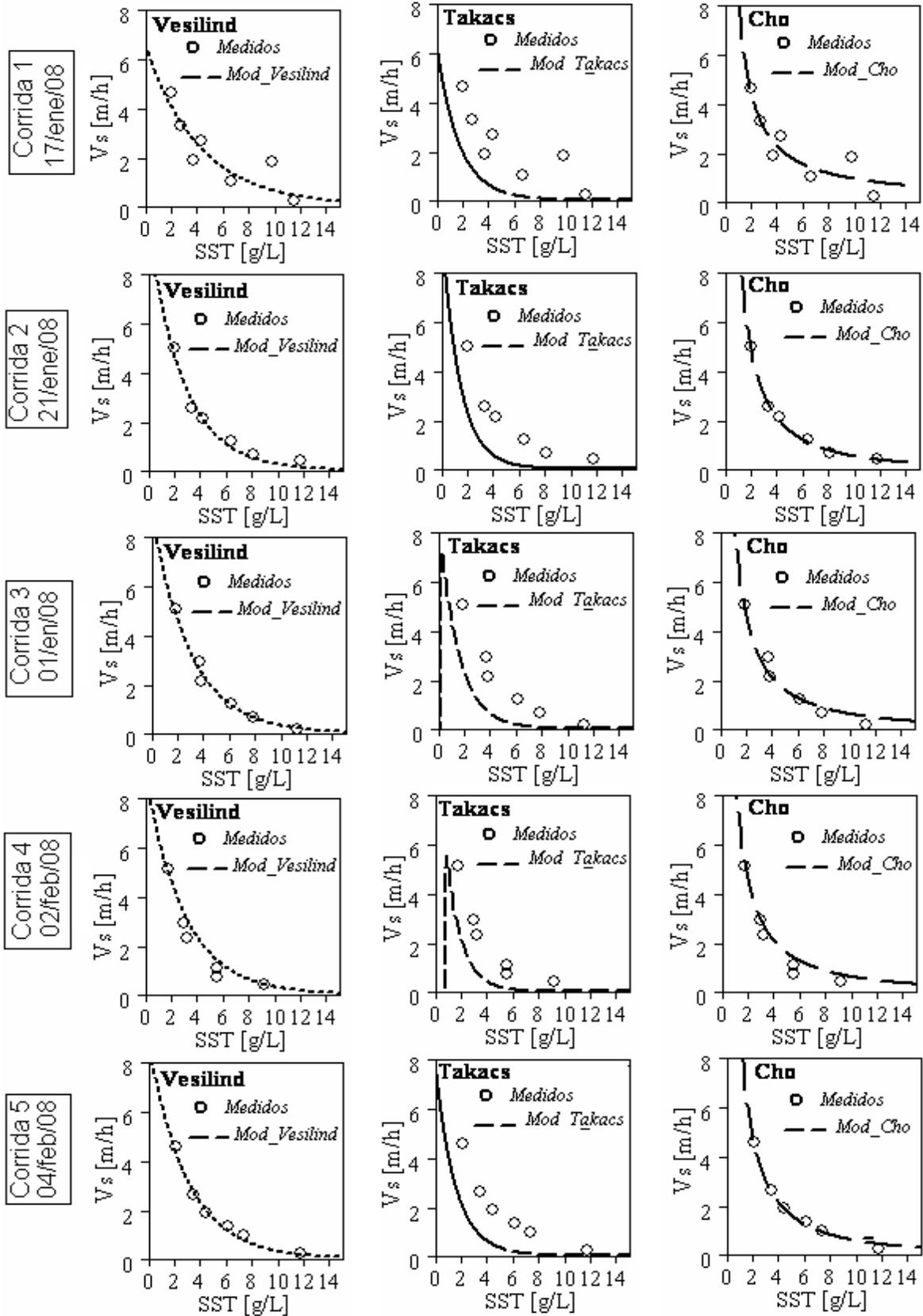


Figura 40. Ajuste de modelos de velocidad de sedimentación para los sedimentadores 1,

3, 4 y 5.

La R^2 obtenida para la serie de parámetros obtenidos con el modelo de Cho, son muy buenos, ya que la mayoría están muy cercanos a la unidad, que representaría un ajuste perfecto, con la única excepción de la corrida 5. Incluso podría suponerse que éste modelo describiría de mejor forma la velocidad de sedimentación para este lodo, ya que los parámetros de ajuste fueron relativamente mejores que los obtenidos para el modelo de Vesilind. Sin embargo, existe el siguiente inconveniente; puede verse que las curvas de ajuste de la figura 40, correspondientes al modelo de Cho, tienen una tendencia asintótica con el eje de las ordenadas, para concentraciones bajas de SST en el licor mezclado, lo cual implica que no podría ser utilizado en los cálculos posteriores de análisis de punto de estado, cuya curva de flujo de sólidos implica partir desde una concentración de SST igual a cero, tal como se presenta en la curva de ejemplo de la figura 41. En esta figura, se puede ver que la curva de flujo de sólidos para el modelo de Vesilind se superpone con la de Takács, mientras que la del modelo de Cho, no sigue la misma tendencia.

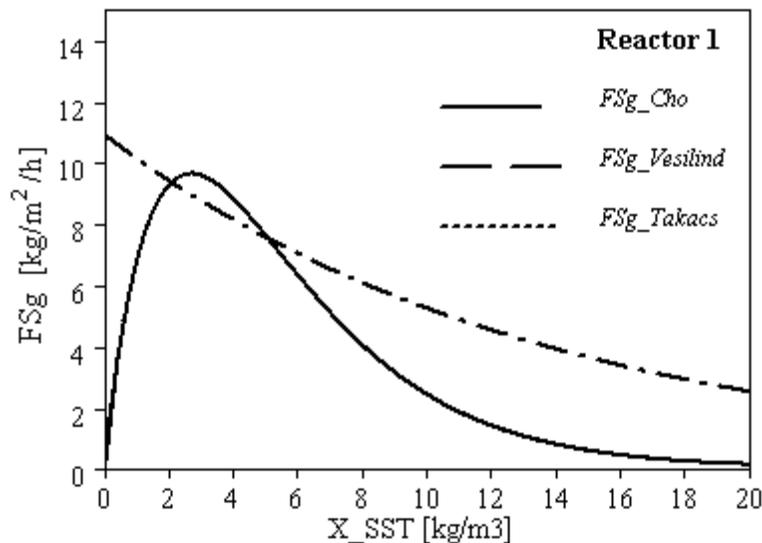


Figura 41. Curvas de flujo de sólidos, simuladas con parámetros de ajuste para cada modelo de velocidad de sedimentación.

Por otra parte, si el único interés que se tiene al realizar pruebas de sedimentación en columna, es obtener el modelo que mejor describa la velocidad de sedimentación, entonces es posible utilizar el modelo de Cho.

En la tabla 14 se presentan los resultados de los parámetros ajustados de los modelos antes mencionados, pero ahora, aplicados al licor mezclado con que opera el sedimentador secundario 2. Las curvas de ajuste para estas corridas son presentadas en la figura 42.

Tabla 14. Parámetros de ajuste de modelos de velocidad de sedimentación, para el sedimentador 2.

| Sedimentador_2 | | | | |
|-----------------------|--------------------|-------------------------------|-------------------|----------------------|
| Modelo | No. corrida | n m³/kg | Vo m/h | R² |
| Vesilind | 1 | 0.30 | 9.02 | 0.99 |
| | 2 | 0.37 | 9.81 | 0.86 |
| | 3 | 0.38 | 9.58 | 0.99 |
| | 4 | 0.38 | 9.58 | 0.94 |
| | 5 | 0.37 | 11.2 | 0.99 |
| Promedio | 0.36 | 9.83 | | |

| Modelo | No. corrida | Vo m/h | X_min kg/m³ | rh m³/kg | rp m³/kg | R² |
|---------------|--------------------|-------------------|-----------------------------------|--------------------------------|--------------------------------|----------------------|
| Takács | 1 | 6.84 | 0.05 | 0.56 | 101 | 0.79 |
| | 2 | 9.72 | 0.01 | 0.71 | 697.3 | 0.88 |
| | 3 | 8.01 | 0.05 | 0.69 | 26.18 | 0.82 |
| | 4 | 3.64 | 1.12 | 0.67 | 415.3 | 0.86 |
| | 5 | 8.81 | 0.20 | 0.68 | 522.7 | 0.8 |
| Promedio | 7.40 | 0.28 | 0.66 | 352.5 | | |

| Modelo | No. corrida | n m³/kg | k' kg/m²·h | R² |
|---------------|--------------------|-------------------------------|----------------------------------|----------------------|
| Cho | 1 | 0.07 | 12.75 | 0.98 |
| | 2 | 0.07 | 10.65 | 0.93 |
| | 3 | 0.12 | 13.20 | 0.98 |
| | 4 | 0.12 | 13.20 | 0.97 |
| | 5 | 0.09 | 13.25 | 0.98 |
| Promedio | 0.09 | 12.61 | | |

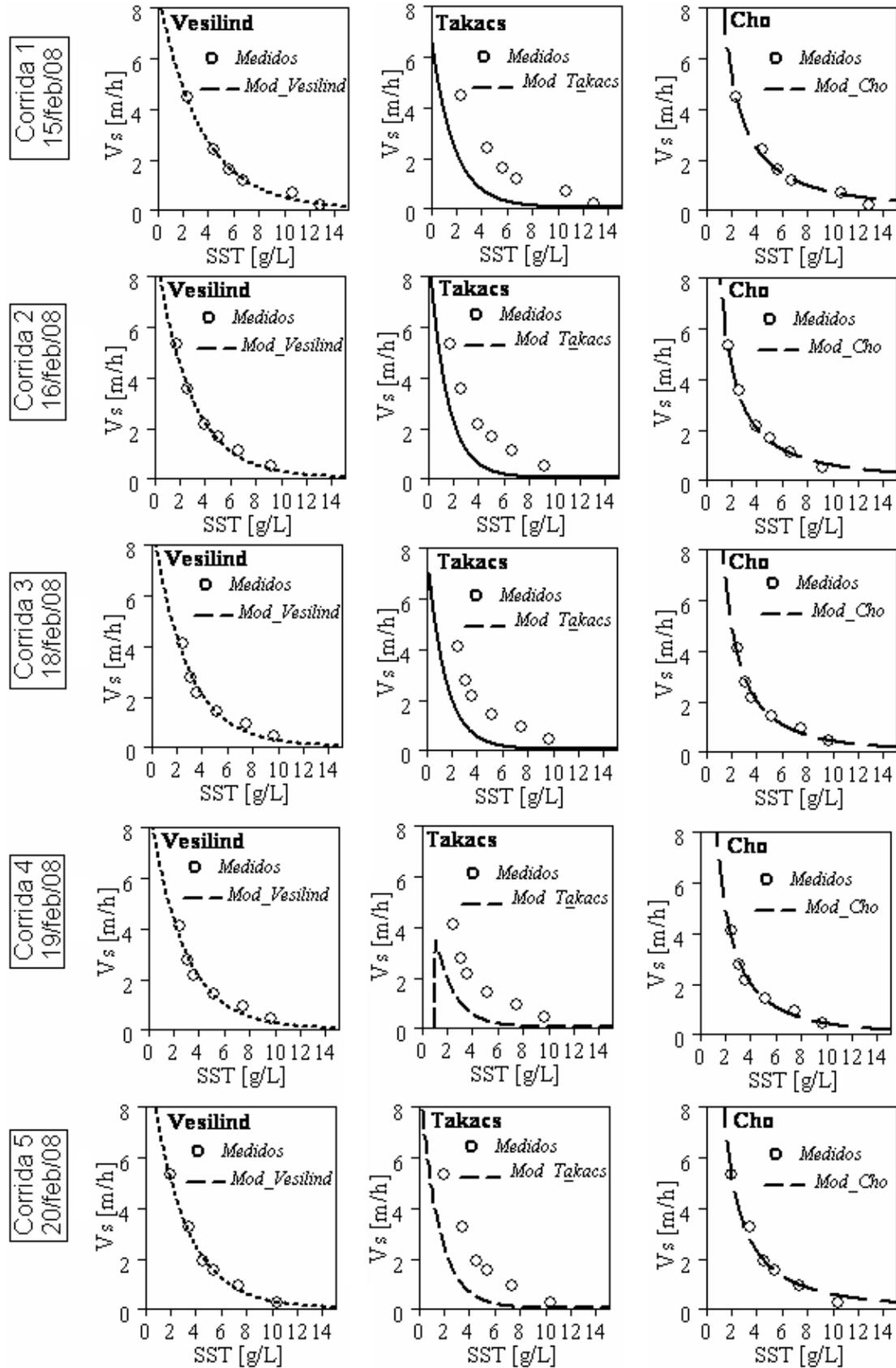


Figura 42. Ajuste de modelos de velocidad de sedimentación para el sedimentador 2.

Los parámetros obtenidos con el modelo de Vesilind (mostrados en la tabla 14) son los que mejor descripción de la velocidad de sedimentación proporcionaron, ya que los valores del coeficiente de determinación R^2 se acerca más a la unidad en la mayoría de las corridas realizadas.

Al igual que en las pruebas anteriores, el modelo de Takács tiene un comportamiento similar, esto permitió tomar la decisión de no utilizar este modelo para la descripción de la velocidad de sedimentación en cálculos posteriores en este documento.

Nuevamente el modelo de Cho describe adecuadamente la velocidad de sedimentación, sin embargo este modelo no será utilizado en los cálculos posteriores debido al inconveniente mencionado anteriormente.

Finalmente, si observamos detenidamente las curvas de ajuste para los modelos de Vesilind y Cho en la figura 42, en conjunto con los valores de los parámetros de ajuste correspondientes para cada modelo, notaremos que éstos mantienen un valor muy constante. Esta característica se le puede adjudicar al hecho de que el licor mezclado con que se realizaron estas corridas procedía del reactor 5. Como se mencionó en la sección de la descripción de la planta, este tren de tratamiento opera de forma independiente a los otros reactores, por lo que su licor mezclado tuvo mejores propiedades de sedimentación.

Debido a los inconvenientes antes mencionados respectó a los modelos de Takács y Cho, en las secciones siguientes solamente se hará uso del modelo de Vesilind para los cálculos subsecuentes.

En la tabla 15, son tabulados los promedios de los parámetros de ajuste n y V_0 , del modelo de Vesilind, tanto para el sedimentador 2, como para los sedimentadores 1, 3, 4 y 5. Nótese que los valores de estos parámetros son muy similares.

De acuerdo con Ekama y Maráis, (2004), los valores altos de V_0 y pequeños de n , son representativos de una buena sedimentabilidad. El rango de valores obtenidos en la

presente investigación para estos parámetros fue desde 9.02 hasta 11.5 m/h, para V_o y de 0.3 a 0.47 m^3/kg , para n . Los valores anteriores están de acuerdo con los que Vanderhasselt y Vanrolleghem (2003) obtuvieron (n : 0.19-0.64 m/h y, V_o : 5.5-10.3 m^3/kg) o los obtenidos por Wilén *et al.* (2004) (n : 0.38-0.54 y, V_o : 7.75-14.18).

Tabla 15. Valores promedio de los parámetros de ajuste para el modelo de Vesilind.

| Sedimentadores 1, 3, 4 y 5 | | | Sedimentador_2 | | |
|----------------------------|--------|----------------|----------------|--------|----------------|
| Modelo | Modelo | Parámetro | Modelo | Modelo | Parámetro |
| | n | 0.364 m/h | | n | 0.359 m/h |
| Vesilind | V_o | 9.683 m^3/kg | Vesilind | V_o | 9.832 m^3/kg |

4.5.3. Análisis de sensibilidad e identificabilidad con AQUASIM.

Para determinar la identificabilidad y la sensibilidad de los parámetros n y V_o del modelo de Vesilind, fue necesario realizar un análisis de sensibilidad en el simulador AQUASIM. El gráfico correspondiente al análisis de sensibilidad es presentado en la figura 43.

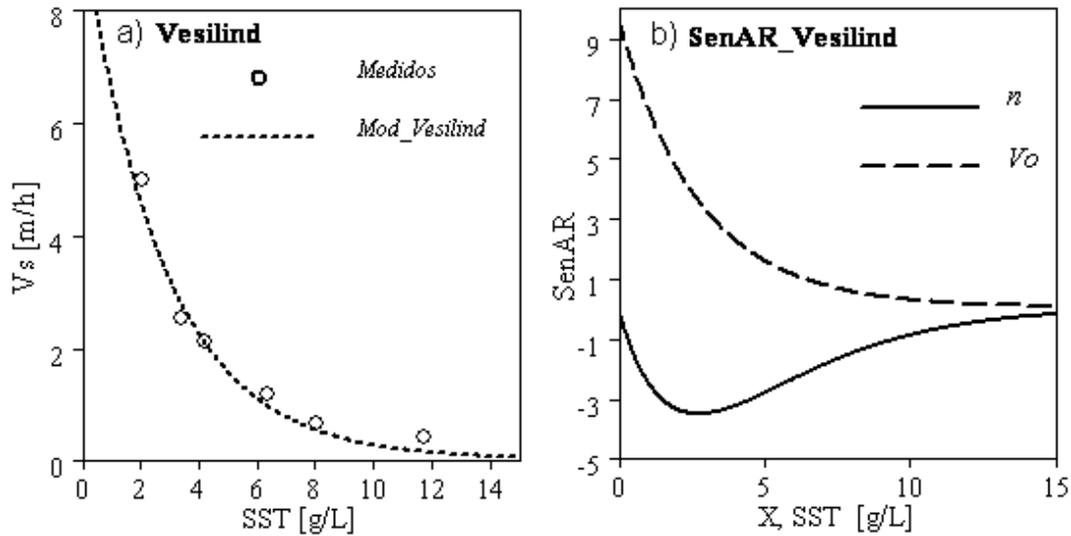


Figura 43. a) Aplicación de los parámetros de ajuste del modelo de Velisind y, b) análisis de sensibilidad.

En el análisis de sensibilidad se puede ver las curvas de comportamiento de cada parámetro siguen trayectorias diferentes por lo que es posible establecer que los parámetros n y V_0 son identificables de forma única. A simple vista podría decirse que las curvas son dependientes, sin embargo se debe notar que para el caso de la curva del parámetro n , existe un punto de inflexión en 3 g/L de SST, mientras que para la curva de V_0 no existe tal punto de inflexión. Por otra parte se puede ver que la curva de V_0 sigue una trayectoria de una función exponencial decadente mientras que la de n es más bien parecida a una función polinomial de 2º o 3º orden.

Por otra parte, la figura 43 muestra que los parámetros obtenidos en la sección anterior (tabla 15) para el modelo de Vesilind permitieron obtener una excelente descripción del proceso de sedimentación. Con base en lo anterior, se estableció que el uso de los parámetros mostrados en la tabla 4, podían ser utilizados para obtener una curva de flujo de sólidos (FSg) representativa del licor mezclado con que opera cada sedimentador secundario.

4.5.4. Análisis de punto de estado.

En la figura 44, se presenta la curva de flujo de sólidos por gravedad (FSg), que se generó utilizando el modelo de Vesilind (Ec. (26)) y los parámetros de ajuste de la tabla 15. El FSg fue simulado para concentraciones de SST desde 0 hasta 20 g/L, lo que permitió considerar todas concentraciones posibles que puedan existir en un sedimentador secundario. Como los parámetros de ajuste del modelo de Vesilind obtenidos anteriormente (tabla 15) son muy parecidos para todos los sedimentadores secundarios, se tomó la decisión de realizar el análisis de punto de estado únicamente para el caso de los sedimentadores 1, 3, 4 y 5. Por lo anterior, se asumirá que los resultados obtenidos serán aplicables al sedimentador secundario 2.

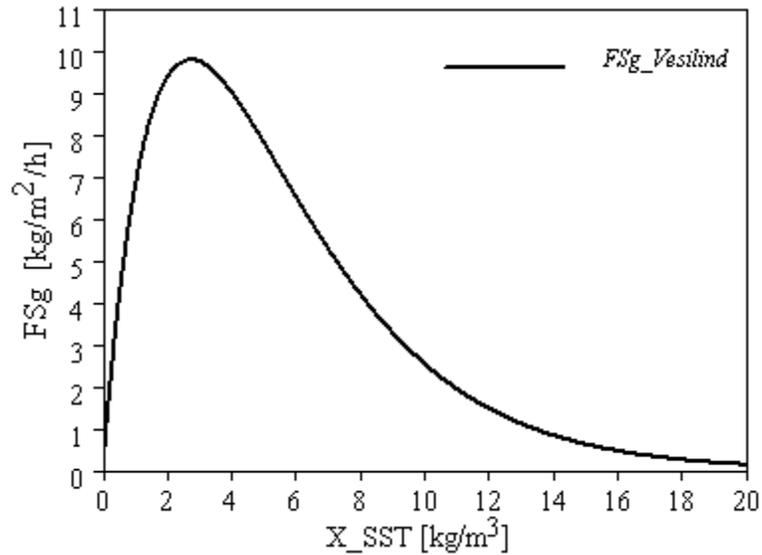


Figura 44. Curvas de flujo de sólidos, simuladas con parámetros de ajuste para cada modelo de velocidad de sedimentación.

En la tabla 16, se presenta un resumen de los parámetros de operación de los sedimentadores secundarios de la PTAR. El punto y_1 , está determinado por el primer término de la Ec. (25), mientras que y_2 , lo determina la Ec. (25) por completo. El parámetro V_{ss} , es el volumen de cada sedimentador secundario, y A , es el área superficial del mismo. Cabe mencionar que la concentración de SST en el licor mezclado, X_{ML} , de la tabla 16 corresponde al promedio observado con que operó la planta durante el periodo de investigación.

Tabla 16. Datos de operación para los sedimentadores secundarios.

| Sedimentador | V_{ss} (m^3) | A (m^2) | Q_{in} (m^3/h) | Q_{rec} (m^3/h) | $x_1 = X_{ML}$ (kg/m^3) | $y_1 =$ $\frac{Q_{in} \cdot X_{ML}}{A}$ (kg/m^2h) | $y_2 =$ SLR (kg/m^2h) | $\frac{Q_{rec}}{Q_{in}}$ |
|--------------|-----------------------|------------------|-------------------------|--------------------------|--------------------------------|---|---------------------------------|--------------------------|
| 1, 3, 4 y 5 | 15,635 | 3404 | 3233.3 | 2462.4 | 5.1 | 4.872 | 8.531 | 0.75 |
| 2 | 15,635 | 3404 | 3561.5 | 2286.63 | 5.1 | 5.252 | 8.613 | 0.64 |

Los datos presentados en la tabla 16, fueron utilizados para realizar el análisis de punto de estado, para el cual, se analizaron 3 casos posibles en los que se puso de manifiesto el funcionamiento de los sedimentadores bajo distintas condiciones de operación. Los resultados de estos análisis se presentan a continuación.

4.5.4.1. Caso1: funcionamiento actual de los sedimentadores secundarios.

En este caso la finalidad fue determinar las condiciones bajo las cuales se encontraban operando los sedimentadores secundarios durante la etapa de investigación, que se asume es la forma en que se opera normalmente.

Los datos de operación utilizados para este caso fueron los presentados en la tabla 16, sin modificación alguna. En la figura 45, se presenta el análisis de punto de estado para este caso.

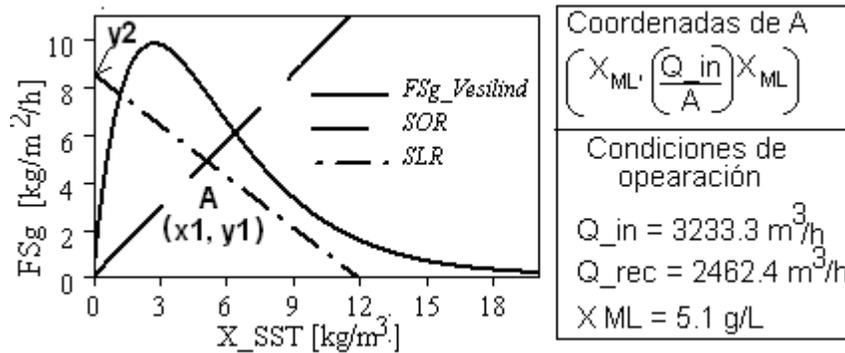


Figura 45. Análisis de punto de estado, funcionamiento actual.

A partir de esta figura se determinó que los sedimentadores estaban operando cerca del límite de su capacidad, ya que la línea de SLR, que parte de y2, correspondiente al límite de flujo másico de sólidos por unidad de área y tiempo, y cuya pendiente representa la velocidad de recirculación del lodo (SOR) con una concentración máxima de SST, igual al punto de intersección con el eje de concentración (12 kg/m3), se

encuentra muy próxima a salirse del rango de buen funcionamiento que es el área dentro de la curva de flujo de sólidos, debido principalmente a la alta concentración de SST con que se encuentra operando la planta (5.1 kg/m^3). Lo anterior permitió establecer que la PTAR se encuentra operando bajo un alto riesgo. Cabe mencionar que durante la investigación, se presentó el problema mencionado anteriormente, ya que el efluente tratado de la PTAR arrastraba algunos flocs de lodo activado en horarios en que la carga hidráulica era alta.

4.5.4.2. Caso 2: Se mantiene la misma Q_{rec} de la tabla 15 y se modifica: a) Q_{in} , b) X_{ML} .

En este análisis, para el caso a) en que la Q_{rec} y X_{ML} se mantuvieron como los de operación, mostrados en la tabla 16. Modificando Q_{in} , permitió calcular el caudal máximo posible a tratar, con el cual los sólidos son arrastrados con el agua clarificada del efluente. La figura 46, presenta al análisis realizado bajo las condiciones mencionadas arriba.

En la figura 46a, se puede ver que si los SST (X_{ML}) y el caudal de recirculación (Q_{rec}), se mantienen con los valores de la tabla 15, la carga hidráulica máxima con que podría operar el sedimentador, con un alto riesgo de arrastre de sólidos con el efluente, sería de $3900 \text{ m}^3/\text{h}$, que es un 8.3% más que el caudal promedio de diseño de $3600 \text{ m}^3/\text{h}$. El flujo másico de sólidos con que se operaría sería de $9.54 \text{ kg/m}^2/\text{h}$, y se alcanzaría una concentración máxima de sólidos en la recirculación de 13 kg/m^3 .

Por otra parte, si los caudales Q_{rec} y Q_{in} , se mantienen como los de operación, tabulados en la tabla 15, se puede determinar la concentración de SST máxima con que se podría operar el sedimentador. En la figura 46b, se puede ver que si X_{ML} se incrementará hasta 5.7 g/L , se alcanzarían las mismas condiciones que cuando se determinó el Q_{in} máximo. En ambos casos se tendrían problemas de calidad del efluente

ya que se estaría rebasando el límite de flujo másico de sólidos, ocasionando que éstos fueran arrastrados por el agua clarificada del efluente.

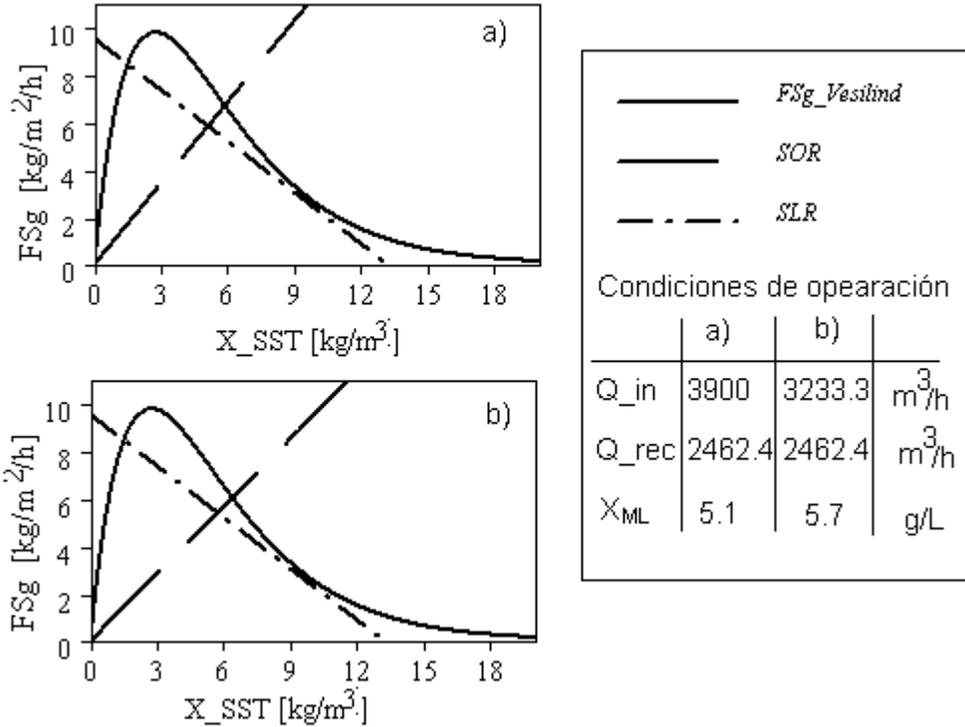


Figura 46. Posibilidades de operar fuera del límite para: a) los sedimentadores 1, 3, 4 y 5, y, b) el sedimentador 5.

4.5.4.3. Caso 3: Condiciones de operación con X_{ML} de diseño.

Ahora bien, si los sedimentadores fueran operados con la concentración de SST de diseño (3.8 kg/m^3), se obtendrían los resultados presentados en la figura 47. En ésta, se puede ver que al operar con una X_{ML} de 3.8 kg/m^3 , utilizando el caudal de recirculación presentado en la tabla 16, se operaría bajo un régimen de confiabilidad muy alto. Lo anterior, se puede observar en la figura antes mencionada, donde se presentan los resultados que se obtendrían si la recirculación se mantuviese como la actual ($2462.4 \text{ m}^3/\text{h}$), estas condiciones permitirían manejar una carga hidráulica de hasta $4925 \text{ m}^3/\text{h}$ (el

doble de la recirculación), sin ocasionar ningún problema. El Q_{in} con que se podría operar sería un 36% mayor que el nominal ($3600 \text{ m}^3/\text{h}$).

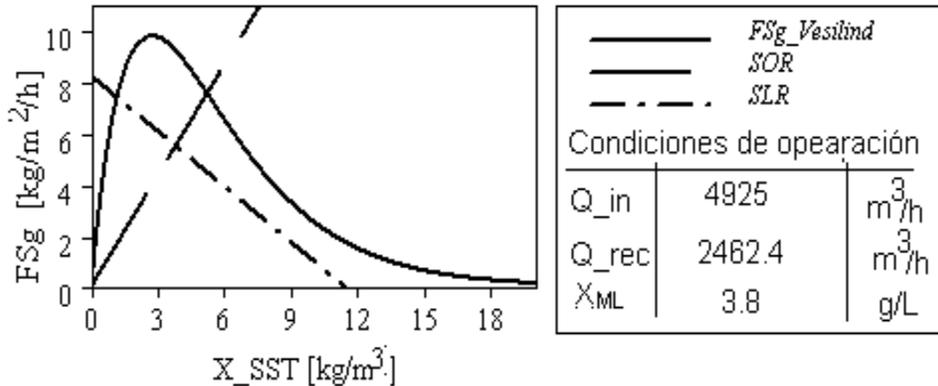


Figura 47. Posibilidades de operar en buenas condiciones para los reactores 1.

Finalmente, todo el control del sedimentador secundario y del reactor biológico, se resume al control de la concentración de los sólidos, y por lo tanto los caudales de recirculación, influente y purga, siendo ésta última, el principal problema al inicio de la búsqueda de las condiciones óptimas de control y operación de los sedimentadores secundarios de la PTAR, “Dulces Nombres”, ya que para disminuir los SST será necesario aumentar la purga de lodo, lo que repercutiría en un aumento en el costo para el tratamiento y disposición del lodo generado. Sin embargo, una vez alcanzada la concentración de SST deseada (es recomendable la de diseño), esto permitiría a la planta tratar más agua residual que la que trata en la actualidad.

Para corroborar los resultados presentados en la figura 45, fue necesario llevar a cabo la medición de los SS_{floc} , SS_{dis} y SS_{efl} , los resultados obtenidos son presentados en la tabla 17, éstos muestran que el agua clarificada, efluente de los sedimentadores secundarios tuvo una buena calidad, a pesar de estar operando con un alto riesgo de arrastre de sólidos en el efluente. Para que el efluente se califique, de buena calidad, es

necesario que la concentración de SST no rebase los 10 mg/L. Los resultados muestran que a pesar de que los SS_{efl} se encuentran por debajo de los 10mg/L, es posible mejorar la calidad del efluente ya que los SS_{floc}, permiten obtener una menor concentración de SST.

Tabla 17. Resultado de medición de sólidos, como parámetro de calidad del efluente.

| # Muestra | Parámetro | Sedimentador | | # Muestra | Parámetro | Sedimentador | |
|-----------|--------------------|--------------|----------|-----------|--------------------|--------------|----------|
| | | 1, 3, 4 y 5 | 2 | | | 1, 3, 4 y 5 | 2 |
| | | SST mg/L | SST mg/L | | | SST mg/L | SST mg/L |
| M1 | SS _{efl} | 3.67 | 9 | M4 | SS _{efl} | 8 | 7 |
| | SS _{dis} | 18 | 8 | | SS _{dis} | 9 | 3 |
| | SS _{floc} | 2 | 2 | | SS _{floc} | 5 | 5 |
| M2 | SS _{efl} | 3 | 6 | M5 | SS _{efl} | 9 | 9 |
| | SS _{dis} | 5 | 5 | | SS _{dis} | 7 | 6 |
| | SS _{floc} | 2 | 5 | | SS _{floc} | 5 | 4 |
| M3 | SS _{efl} | 10 | 9 | M6 | SS _{efl} | 9 | 9 |
| | SS _{dis} | 5 | 6 | | SS _{dis} | 6 | 4 |
| | SS _{floc} | 4 | 3 | | SS _{floc} | 5 | 3 |

Otro parámetro que fue medido durante la etapa de investigación fue el índice volumétrico de lodos (IVL), el cual se mantuvo en el rango de bueno (50 a 100 mL/g) y con menor frecuencia en el de aceptable (100 -200 mL/g) (De Clercq *et. al.*, 2003).

Sin embargo, cabe mencionar que el IVL no es un parámetro de control muy recomendable ya que, como podemos ver en la figura 48, es posible obtener valores de IVL con iguales, para diferentes concentraciones de SST. Por ejemplo, cuando tenemos concentraciones de SST de 4 g/L y de 12 g/L los IVL son muy similares, en cambio, si se mide la velocidad de sedimentación, permitiría ver que para el segundo caso, la

sedimentación no es del todo buena, aun cuando el IVL muestra lo contrario. Es por esto que es más recomendable medir el parámetro de velocidad de sedimentación (V_s), ya que éste, siempre tendrá un valor específico para cada concentración de SST, tal como se presenta en la figura 48.

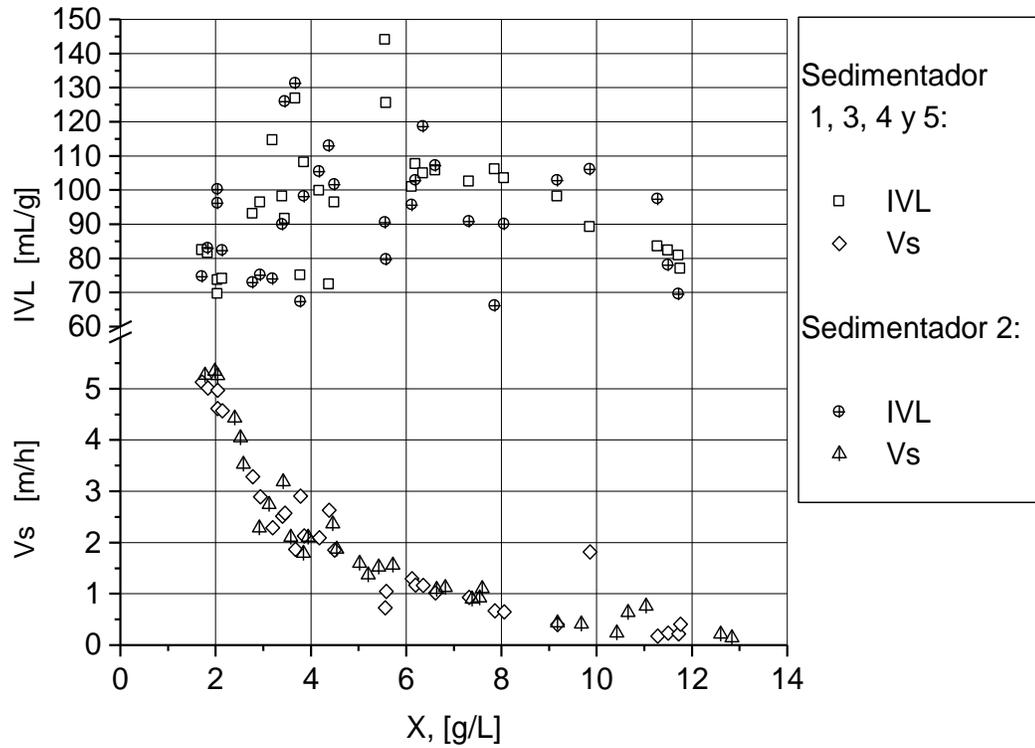


Figura 48. Relación entre el IVL y la velocidad de sedimentación.

5. CONCLUSIONES

- ✓ La presente investigación permite establecer las bases para realizar futuras investigaciones sobre el funcionamiento de la hidráulica, no solamente de reactores de lodos activados, sino también de otros sistemas de tratamiento como lo son las lagunas de estabilización.

- ✓ Mediante una presimulación con el simulador AQUASIM se determinó: un volumen de rodamina a agregar durante la prueba de 8 L, un tiempo de duración de la prueba de 24 horas y una frecuencia de muestreo de; las primeras 6 horas 1 muestra cada 10 minutos; las siguientes 2.5 horas, 1 muestra a cada 0.5 horas; el resto de tiempo 1 muestra a cada hora

- ✓ De los medidores de flujo instalados, solamente funcionaron correctamente los de la recirculación, obteniéndose un caudal promedio de 2,462.4 m³/h y 2,286.6 m³/h para los reactores 1 y 5 respectivamente. A partir de estos caudales y mediante simulación, se logró determinar los caudales promedio del influente a los reactores 1 y 5, que fueron de 3,233.3 m³/h y 3,561.5 m³, respectivamente.

- ✓ La prueba de trazador realizada en los reactores de lodos activados permitió establecer un modelo que describió el funcionamiento hidráulico del tratamiento secundario, resultando: 4 tanques de mezcla completa en serie y un sedimentador secundario para el reactor 5, mientras que para los reactores 1, 2, 3 y 4, fueron necesarios 4 sedimentadores: cada tanque con un volumen de 4,780 m³ y cada sedimentador con un volumen de 15,635 m³.

- ✓ La R^2 de 0.983 y 0.982, obtenida para el ajuste de los datos experimentales respecto al modelo de 4 tanques de mezcla completa, para los reactores 1 y 5, respectivamente, permitieron reforzar la viabilidad de la presimulación como una herramienta de planeación para la prueba de trazador.

- ✓ A partir de las pruebas de sedimentación en columna, se determinaron los parámetros de ajuste para los modelos de sedimentación utilizado, resultando, el de Vesilind como el mejor, con una serie de parámetros con valor de: $n=0.364 \text{ m}^3/\text{kg}$ y $V_o=9.68 \text{ m/h}$, para el modelo del sedimentador 1, 3, 4 y 5, mientras que para el sedimentador 2, los parámetros son, $n=0.359 \text{ m}^3/\text{kg}$ y $V_o=9.832 \text{ m/h}$.

- ✓ El análisis de sensibilidad permitió establecer las posibles condiciones óptimas de operación para los sedimentadores secundarios, manteniendo un caudal de recirculación de 2,462.4 y 2,286.628 m^3/h , para los sedimentadores 1 y 5, respectivamente, y controlando los SST (SSLM) en 3.8 kg/m^3 . Estas condiciones permitirían manejar cargas hidráulicas de hasta el doble de la recirculación para ambos reactores y aun así se estaría operando sin riesgo alguno.

6. RECOMENDACIONES.

- ✓ Realizar una presimulación mediante algún simulador, que permita la planificación de la prueba de trazador a realizar.

- ✓ Verificar previamente los medidores de flujo a utilizar, para evitar contratiempos.

- ✓ Adquirir un fluorómetro portátil como el **Aquafluor™**, ya que resulta ser una buena herramienta para la medición de la concentración del trazador.

- ✓ Hacer uso de los simuladores Biowin, GPS-X, AQUASIM, etc., como herramienta de diseño, prevención y control de PTARs en México.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Coen, F. Petersen, B., Vanrolleghem, Peter A., Vanderhaegen, B. y Henze, M., (1998), Model-based characterisation of hydraulic, kinetic and influent properties of an industrial WWTP, *Water Science and Technology*, Vol. 37. No. 12, pp. 317-326.
2. De Clercq, B., Coen, F., Vanderhaegen, B. y Vanrolleghem, P., (1999), Calibrating simple models for mixing and flow propagation in waste water treatment plants, *Water Science and Technology*, Vol. 39. No. 4, pp. 61-69.
3. De Clercq, B., Devisscher, M., Vanrolleghem, P., Boonen, I. y 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.
4. Escalas, A., (2006), Modelación matemática de procesos biológicos de tratamiento, tecnologías sostenibles para el tratamiento de aguas y su impacto en los sistemas acuáticos, Universidad de la Concepción, Chile.
5. Ekama, E. P. and Marais, P. (2004), Comparison of the 1D flux theory and 2D hydrodynamic secondary settling tank model, *Water Science and Technology*, Vol. 50. No. 7, pp. 195 - 204
6. Fall, C., Loaiza, N. J., Martínez G. L. y Esparza S. M., (2006), Calibración del modelo hidráulico de un reactor de tratamiento de aguas residuales, *Memorias del XIX Congreso Nacional de Hidráulica*, Cuernavaca, Morelos.
7. 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.
8. Fogler, H. S. (1999) *Elements of Chemical Reactions Engineering*, 3ª edición, edit. Prentice hall. Inc. Upper Saddle River N.J.

9. Gernaey, K. V., Rosen, C., Baststone, D. J. y Alex, J., (2006), Efficient modeling necessitates standards for model documentation and exchange, *Water Science and Technology*, Vol. 53, No. 1, pp. 277-285.
10. Gujer, W., (1991), Activated sludge modeling and simulation, *Water Science and Technology*, Vol. 23, pp. 1011-1023.
11. Gujer, W., (2006), Activated sludge modelling: past, present and future, *Water Science and Technology*, Vol. 53, pp. 111-119.
12. Henze, M., Grady, C.P.L., Gujer, W., Marais, G. v R. y Matsuo, T., (1987), Activated sludge models ASM1. Task Group on mathematical modeling for design and operation of Biological wastewater treatment, IAWQ Publishing, London U. K.
13. Kops S.G.T., Vangheluwe H., Claeys F., Vanrolleghem P., Yuan Z. and Vansteenkiste G.C., (1999), The process of model building and simulation of ill-defined systems: Application to wastewater treatment. *Mathematical and Computer Modelling of Dynamical Systems*, Vol. 5, pp. 298-312
14. Loaiza, N. J., Fall, C., Flores, I. J., Martínez, G. L. y Esparza, S. M., (2006), Evaluación del desempeño de un clarificador secundario nuevo en una PTAR, XIX Congreso Nacional de Hidráulica, Cuernavaca, Morelos.
15. Levenspiel, O. (1972), *Chemical Reaction Engineering*, 2ª edición, editorial Wiley, New York.
16. Metcalf y Eddy, (2003), *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, McGraw Hill 4ª Edition, New York, USA.
17. Mulas, M. (2006), *Modelling and Control o Activated Sludge Processes*, Tesis de Doctorado, Università Degli Di Cagliari.
18. Pérez, C. J., (1992), *Manual de evaluación*, Tomo II, Programa Regional HPE/OPS/CEPIS de Mejoramiento de la Calidad del Agua para Consumo Humano. Lima, Perú.

19. Petersen, B., Gernaey, K., Henze, M., Vanrolleghem, P.A, (2002) Evaluation of an ASM1 model calibration procedure on a municipal–industrial wastewater treatment plant, *Journal of Hydroinformatics* | 04.1|, pp. 15-38.
20. Reichert, P., (1995), The use of AQUASIM for estimating parameters of activated sludge models, *Water Science and Technology*, Vol. 31, pp. 137-147.
21. Reichert, P., (1998 a), AQUASIM 2.0. User, Manual Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems, Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology (EAWAG) Dubendorf Switzerland.
22. Reichert, P., (1998 b), AQUASIM 2.0. Tutorial, Manual Computer Program for the Identification and Simulation of Aquatic Systems, Swiss Federal Institute for Environmental Science and Technology (EAWAG) Dubendorf Switzerland.
23. Reichert, P., (2006), A standar interface between simulation programs and systems analysis software, *Water Science and Technology*, Vol. 53, pp. 267-275.
24. Scenna, N. J., (1999), *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*, Editorial de la Universidad Tecnológica Nacional, Rosario, Argentina.
25. Turner Designs, (2004), *Aquafluor™ User's Manual*, Turner Designs.
26. Vanderhasselt, A., Aspegren, H., Vanrolleghem, P. y Verstraete, V., (1999), Settling characterisation using on-line sensors at a full-scale wastewater treatment plant, *Water S. A.*, Vol. 25, No. 4, pp. 1-6.
27. 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.
28. Vanhooren, H., Meirlaen, J., Amerlinck, Y., Filip Claeys, Vangheluwe, H. y Vanrolleghem, P., (2003), WEST: modelling biological wastewater treatment, *Journal of Hydroinformatics*, | 05.1 |, pp. 27-50.

29. Van Loosdrecht, M.C.M y Henze, M., (1999), Maintenance endogeneous respiration, lysis, decay and predation, *Water Science and Technology*, Vol. 39, pp. 107-117.
30. 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
31. Wilson, J., Cobb, E. y Kilpatrick, F., (1986), *Techniques of Water-Resources Investigations of the United States Geological Survey*, Chapter A12; Fluorometric Procedures, U.S. Geological Survey, Washington, USA.
32. Wilen, B. M., Lumley, D., Mattsson, A. y Mino, T., (2006), Rain events and their effect on effluent quality studied at a full scale activated sludge treatment plant, *Water Science and Technology*, Vol. 45, No. 10, pp. 201–208
33. Wahlberg, E., (2002), *Unlocking superior performance: keys to clarifier optimization*, Water Environmental Federation, Brown and Caldwell.
34. WEF-ASCE, (1998), *Design of municipal wastewater treatment plants 4th Ed. Vol. 2*, Water Environmental Federation – American Society of Civil Engineering, Alexandria Rsston (Virginia, USA).
35. Yuan, Z., Vanrolleghem, P. y Vansteenhiste, G. C., (1997), Modeling error identification of activated sludge models, *Water Science and Technology*, Vol. 36, No. 5, pp. 81-88.
36. 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.
37. <http://www.turnerdesigns.com/t2/instruments/aquafluor.html>
38. (<http://www.turnerdesigns.com/t2/doc/appnotes/998-511.html>).
39. www.geology.sdsu.edu
40. <http://www.cna.gob.mx>

ANEXOS

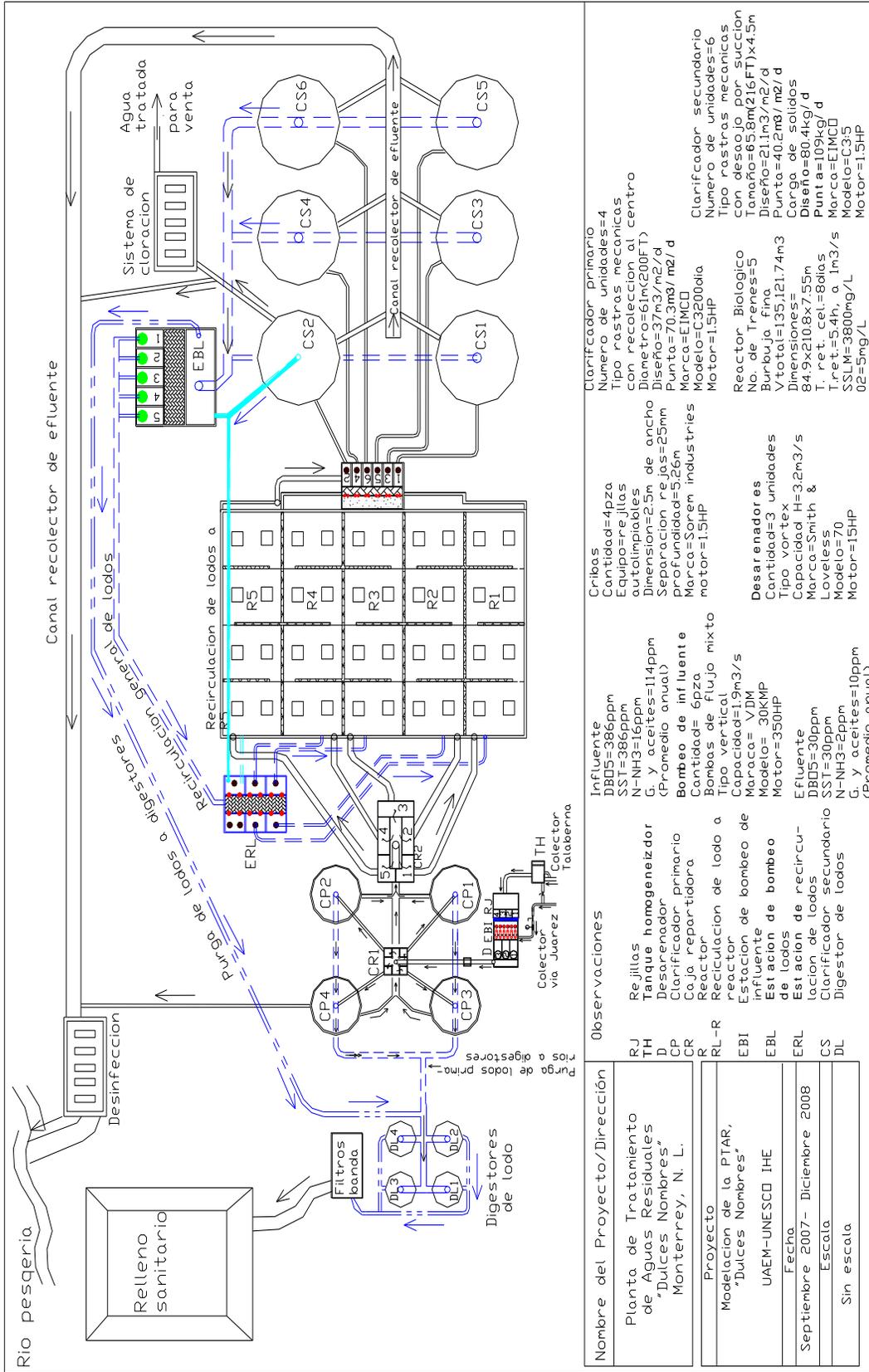


Figura 1. Diagrama completo de la PTAR "Dulces Nombres"

| Nombre del Proyecto/Dirección | Observaciones |
|---|---|
| Planta de Tratamiento de Aguas Residuales "Dulces Nombres" Monterrey, N. L. | Influyente DBD5=386ppm SST=386ppm N-NH3=16ppm G. y aceites=114ppm (Promedio anual) Bomba de influente Cantidad= 6pza Bombas de flujo mixto Tipo vertical Capacidad=1.9m3/s Maraca= VDM Modelo= 30KMP Motor=350HP Efluente DBD5=30ppm SST=30ppm N-NH3=2ppm G. y aceites=10ppm (Promedio anual) |
| Proyecto Modelación de la PTAR, "Dulces Nombres" UAEM-UNESCO IHE | Rejas Cantidad=4pza Equipaje=rejillas autolimpiables Dimensiones=2.5m de ancho Separación rejillas=25mm Profundidad=5.26m Marca=Storrem industries motor=1.5HP Desarenadores Cantidad=3 unidades Tipo vortex Capacidad H=3.2m3/s Maraca=Smith & Loveless Modelo=70 Motor=15HP |
| Fecha Septiembre 2007 - Diciembre 2008 | Reactor Biológico No. de Trenes=5 Burbuja fina Diseño=21.1m3/m2/d Punta=40.2m3/m2/d Carga de sólidos Diseño=80.4kg/d Punta=109kg/d T. ret. cel.=8días Marca=EIMCO Modelo=C35 Motor=1.5HP |
| Escala Sin escala | Clarificador primario Numero de unidades=4 Tipo rastras mecanicas con recolección al centro Diametro=61m(200FT) Diseño=37m3/m2/d Punta=70.3m3/m2/d Marca=EIMCO Modelo=C3200dia Motor=1.5HP Clarificador secundario Numero de unidades=6 Tipo rastras mecanicas con desajo por succión Tamaño=65.8m(216FT)x4.5m Diseño=21.1m3/m2/d Punta=40.2m3/m2/d Carga de sólidos Diseño=80.4kg/d Punta=109kg/d T. ret. cel.=8días Marca=EIMCO Modelo=C35 Motor=1.5HP |

Tabla 1. Especificaciones de la medición de flujos en dulces nombres

| # Corriente | Denominación | Diámetro o ancho | Tipo | Fuera o bajo suelo | Acceso | Sólidos (Aprox.) | Frecuencia de medición requerida |
|-------------|-----------------------------|---------------------|--|--|------------------|-------------------|----------------------------------|
| 3 | Influyente | 102" | Tubo, lleno | Aprox. 4m bajo suelo | Cabina de visita | Aprox. 800 mg/L | 24 h X 15 días consecutivos |
| 5 | Lodo Primario | 8" | Tubo posible lleno intermitente | Aprox. 1 m bajo suelo | Cabina de visita | 1.5 a 3% SST | 24 h X 3 días NO consecutivos |
| 9 | Licor que sale de R5 | 24" aprox. | Tubo, posible no lleno | Fuera de tierra | Accesible | 2000 a 5000 mg/L | 24 h X 15 días consecutivos |
| 11 | Efluente, agua de venta | 20 a 24" aprox. | Tubo, lleno | Fuera de tierra | Accesible | 20 a 80 mg/L | 24 h X 3 días NO consecutivos |
| 13 | Retorno de lodo (RAS-R5) | 24" aprox. | Tubo, lleno en alguna sección y no en otra | Fuera de tierra | Fuera de tierra | 5000 a 15000 mg/L | 24 h X 15 días consecutivos |
| 14 | Purga lodo del R5 | 6 a 8" aprox. | Tubo, lleno, intermitente | Fuera de tierra | Fuera de tierra | 5000 a 15000 mg/L | 24 h X 15 días consecutivos |
| 17 | Efluente hacia agricultura | Visitar | Tubo, lleno | Aprox. 2 m bajo suelo | Cabina de visita | 20 a 80 mg/L | 24 h X 3 días NO consecutivos |
| 20 | By-pass sedim. primario | 24" aprox. | Tubo no lleno | Fuera de tierra | Accesible | aprox 200 mg/L | 24 h X 3 días NO consecutivos |
| 22 | Retorno de lodo (RAS-R1 a4) | 56" | Tubo lleno | Aprox. 4 m bajo suelo | Cabina de visita | 5000 a 15000 mg/L | 24 h X 15 días consecutivos |
| 23 | Purga lodo de los R1-R4 | 12" | Tubo lleno | Aprox. 3 m bajo suelo | Cabina de visita | 5000 a 15000 mg/L | 24 h X 15 días consecutivos |
| 18 o 19 | Efluente hacia río | 102" | Tubo, no lleno | Aprox. 3 m bajo suelo Tubo Cerrado en 18 y con abertura en 19 | Cabina de visita | 20 a 80 mg/L | 24 h X 15 días consecutivos |
| 15a | Canal licor R1 | Ancho 1 a 2m aprox. | Canal | Fuera de tierra | Accesible | 2000 a 5000 mg/L | 24 h X 3 días NO consecutivos |
| 15b | Canal licor R1+R2 | 1.5 a 2.5 m aprox. | Canal | Fuera de tierra | Accesible | 2000 a 5000 mg/L | 24 h X 3 días NO consecutivos |
| 15c | Canal licor R4 | 1.5 a 2.5 m aprox. | Canal | Fuera de tierra | Accesible | 2000 a 5000 mg/L | 24 h X 3 días NO consecutivos |

Tabla 2. Mediciones de caudal en diferentes puntos de la planta, utilizando el método inyección continúa de un trazador.

| Q3 | | | | | |
|----------------------|-------------------------------|--|------------------------------------|---|---|
| Fecha | Hora de realización de prueba | Lugar de aplicación | Caudal calculado m ³ /h | Caudal promedio medido, m ³ /h | Observaciones |
| 23-Ene-08 | 10:30 | Influyente total a caja repartidora 2_Q_in | 1,7161.2 | 1,7928 | <ul style="list-style-type: none"> • Condiciones de pruebas favorables y aceptables (ubicación adecuada/ punto de inyección) • Medidor del punto 3 es confiable (seguimiento por empresa experimentada) • El caudal medido por trazador es confirmado por el medidor en línea. CONCLUSION 1: CONFIAR EN LOS DATOS DEL MEDIDOR INSTALADO EN Q3 |
| 13-Mar-08 | 09:40 | Influyente total a caja repartidora 2_Q_in | 8,553.6 | 9,144 | |
| Q20 (by-pass) | | | | | |
| Fecha | Hora de realización de prueba | Lugar de aplicación | Caudal calculado m ³ /h | Caudal promedio medido, m ³ /h | Observaciones |
| 07-Feb-08 | 16:00 | Bypass_Sed_primario | 1,148.4 | No se instala medidor | <ul style="list-style-type: none"> • Condiciones de pruebas favorables y aceptables (ubicación adecuada/ punto de inyección) • Único medio de evaluación de este caudal. • Orden de valor visualmente coherente. CONCLUSION 2: CAUDAL Q_20 promedio diario = 1,224 m ³ /h |
| 10-Mar-08 | 10:30 | Bypass_Sed_primario | 1,497.6 | | |
| 10-Mar-08 | 18:40 | Bypass_Sed_primario | 1,022.4 | | |

Continuación de Tabla 2.....

Q15b y Q15c_outR1+R2 (Licor = Qin+Qrec)

| Fecha | Hora de realización de prueba | Lugar de aplicación | Caudal calculado m ³ /h | Caudal promedio medido, m ³ /h | Observaciones | Q Estimado m ³ /h |
|-----------|-------------------------------|-------------------------------|------------------------------------|---|--|------------------------------|
| 30-Ene-08 | 10:20 | Efluente del reactor R2 (+R1) | 4,496.4 | 4096.8 | | 5,090.4 |
| 10-Mar-08 | 12:30 | Efluente del reactor R2 (+R1) | 8,175.6 | | CONCLUSION 4: NO SON CONFIABLES LAS MEDICIONES EN CANAL (ni por trazador, ni por medidor de flujo) | 8,330.4 |
| " | 17:29 | Efluente del reactor R2 (+R1) | 2,779.2 | | | 2,397.6 |
| | | | | | | incoherentes |

Q9_outR5 (Licor = Q in+rec)

| Fecha | Hora de realización de prueba | Lugar de aplicación | Caudal calculado m ³ /h | Caudal promedio medido, m ³ /h | Observaciones | Q Estimado m ³ /h |
|-----------|-------------------------------|------------------------|------------------------------------|---|--|------------------------------|
| 25-Ene-08 | 10:00 | Efluente del reactor 5 | 8,659.90 | 2,641.32 | | 9,334.8 |
| 30-Ene-08 | 11:50 | Efluente del reactor 5 | 4,210.56 | 1,267.2 | | 4,539.6 |
| 10-Mar-08 | 11:16 | Efluente del reactor 5 | 4,525.66 | | CONCLUSION 5: NO SON CONFIABLES LAS MEDICIONES EN CANAL (ni por trazador, ni por medidor de flujo) | 4,053.6 |
| 10-Mar-08 | 18:00 | Efluente del reactor 5 | 5,653.83 | | | incoherentes |

Continuación de Tabla 2.....

| Q15a_R1out (Licor =Qin+Qrec) | | | | | | |
|-------------------------------------|-------------------------------|------------------------|------------------------------------|---|---|------------------------------|
| Fecha | Hora de realización de prueba | Lugar de aplicación | Caudal calculado m ³ /h | Caudal promedio medido, m ³ /h | Observaciones | Q Estimado m ³ /h |
| 16-Ene-08 | 13:28 | Efluente del reactor 1 | 4,136.4 | 9,680.54 | El ejercicio realizado a la derecha recalcula el Q promedio de este punto y muestra que el Q medio de salida no es coherente ni con los medidores ni con el valor dado por la integración de los datos diarios de trazador. Tanto las mediciones por medidores como los por inyección de trazadores en los canales fueron afectados por las condiciones en los canales. El orden de valor debería de ser Q_tot promedio de 5,760 m ³ /h. CONCLUSION 3: NO SON CONFIABLES LAS MEDICIONES EN CANAL (ni por trazador, ni por medidor de flujo) | 4,024.8 |
| 24-Ene-08 | 13:30 | Efluente del reactor 1 | 4,186.8 | 9,680.54 | | 4,071.6 |
| 30-Ene-08 | 10:20 | Efluente del reactor 1 | 3,088.8 | 4,356 | | 3,787.2 |
| 10-Mar-08 | 12:30 | Efluente del reactor 1 | 3,114 | | | 3,207.6 |
| | | | 3,902.4 | | | 3,067.2 |
| 10-Mar-08 | 17:29 | Efluente del reactor 1 | | | | |
| Promedio | | | | | | 3,632.4 |