

**MODELAMIENTO DE LAS CONDICIONES HIDRÁULICAS
DE UNA PLANTA COMPACTA PARA EL TRATAMIENTO
DE AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS**

JOANY SÁNCHEZ MOLINA, I.C.

Trabajo de investigación presentado como requisito para optar al título
de Magíster en Ingeniería - Recursos Hidráulicos



**MAESTRÍA EN INGENIERÍA - RECURSOS HIDRÁULICOS
ESCUELA DE GEOCIENCIAS Y MEDIO AMBIENTE
FACULTAD DE MINAS
UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MEDELLÍN**

2010

**MODELAMIENTO DE LAS CONDICIONES HIDRÁULICAS
DE UNA PLANTA COMPACTA PARA EL TRATAMIENTO
DE AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS**

JOANY SÁNCHEZ MOLINA, I.C.

Director:

I.S. SANTIAGO CARDONA GALLO, M.Sc. Ph.D.

Tesis cofinanciada por:



UNIVERSIDAD
NACIONAL
DE COLOMBIA
SEDE MEDELLÍN



COLCIENCIAS
C O L O M B I A

**MAESTRÍA EN INGENIERÍA - RECURSOS HIDRÁULICOS
ESCUELA DE GEOCIENCIAS Y MEDIO AMBIENTE
FACULTAD DE MINAS
UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA SEDE MEDELLÍN**

2010

Dirección del autor / Author address

Joany Sánchez Molina
Posgrado en Aprovechamiento de Recursos Hidráulicos
Universidad Nacional de Colombia Sede Medellín
Medellín - Colombia
e-mail: joanysanchezmolina@gmail.com

AGRADECIMIENTOS

A COLCIENCIAS y al Posgrado en Aprovechamiento de Recursos Hidráulicos por el apoyo económico y por facilitar la realización de este trabajo.

A mi asesor Santiago Cardona Gallo.

A mis padres Dagoberto y Socorro, a mis hermanos Marcela y Juan Carlos, y a mi familia materna. La vida de todos ellos es un ejemplo a seguir.

A Valentina, el solo hecho de nacer nos lleno de esperanzas.

A mis grandes amigos del posgrado, su apoyo fue fundamental en los momentos más difíciles. De ellos, en especial agradezco a Juan Salazar, Lina Marín, Carlos Restrepo, Oscar Álvarez, Oscar Estrada, Oscar Rueda, Jorge Hernández, Daniel Bustamante, Cristian Ortiz, Mario Jiménez y Nicolas Velásquez.

A Julián Morales y Hugo Escorcía por sus consejos.

A los Doctorcitos Mauricio Ruiz y Marcela Jaramillo (Mario y Carlos también son Doctorcitos).

Al profesor Mauricio Toro, sus enseñanzas fueron fundamentales no solo en este trabajo, sino, también, en la elaboración de mi tesis de pregrado.

A la profe María V. por todo su apoyo.

A Pink Floyd, Led Zeppelin y Iron Maiden, por mantenerme despierto en los momentos más difíciles.

A las personas y empresas que facilitan el desarrollo de herramientas computacionales, permitiendo el uso de sus programas de forma gratuita¹.

¹Este documento fue escrito con L^AT_EX

MODELAMIENTO DE LAS CONDICIONES HIDRÁULICAS DE UNA PLANTA COMPACTA PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS

I.C. Joany Sánchez Molina

Director: I.S. M.Sc. Ph.D. Santiago Cardona Gallo

Maestría en Ingeniería - Recursos Hidráulicos

Facultad de Minas

Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín

En este trabajo, se ha diseñado, construido y modelado una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala, la cual se encuentra compuesta por un sedimentador primario, un reactor aerobio, un reactor anaerobio y un sedimentador secundario. Se ha propuesto, para el diseño de los sedimentadores de alta tasa, el uso de un sistema de placas en dos direcciones para el sedimentador secundario, y de un sistema de conos que simulan las placas en dos direcciones para el sedimentador primario. Se han realizado pruebas estímulo respuesta usando rodamina WT, como trazador, con el fin de evaluar el comportamiento hidráulico de los reactores de la planta de tratamiento. La metodología de evaluación consistió en un análisis de las curvas de distribución temporal y acumulada de concentración de trazador en cada reactor para posteriormente hacer ajustes con 3 modelos no ideales: 1) Dispersión, 2) Tanques en serie y 3) Modelo simplificado de Wolf-Resnick. Los resultados obtenidos permitieron concluir que el transporte de sustancias en el reactor anaerobio se puede simular haciendo uso de modelos de difusión - dispersión. Finalmente se aplica la teoría de análisis dimensional, lo cual permitió proponer diferentes experimentos para evaluar la eficiencia de las unidades de sedimentación, sin importar la escala de trabajo.

Palabras claves: modelamiento hidráulico, diseño, trazadores, análisis dimensional, modelos de transporte .

MODELING OF THE HIDRAULIC CONDITIONS OF A SMALL DOMESTIC WASTEWATER TREATMENT PLANT

I.C. Joany Sánchez Molina

Advisor: I.S. M.Sc. Ph.D. Santiago Cardona Gallo

Maestría en Ingeniería - Recursos Hidráulicos

Facultad de Minas

Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín

In this work, a small domestic wastewater treatment plant was designed, built, and hydraulically modeled. The plant is composed of a primary clarifier, an aerobic reactor, an anaerobic reactor, and a secondary clarifier. A two-direction plate system was proposed for the secondary clarifier, and a conical system that simulates the two-direction plates was used for the primary clarifier. To evaluate the hydraulic behavior of the water treatment plant reactors, stimulus-response tests were conducted using rodhamine WT as a tracer. The evaluation methodology consisted on the analysis of temporal and accumulated tracer concentration distribution in each reactor. The obtained results allowed to adjust 3 non-ideal models: 1) Dispersion, 2) Series tanks, and 3) Simplified Wolf-Resnick model. With this work it is possible to conclude that the transport of matter in the anaerobic reactor can be simulated using diffusion-dispersion models. Finally, dimensional analysis theory was applied to propose different experiments to evaluate the efficiency of the sedimentation units, regardless the work scale.

Keywords: Hydraulic modeling, design, tracers, dimensional analysis, transport models.

ÍNDICE GENERAL

1. GENERALIDADES	1
1.1. INTRODUCCIÓN	1
1.2. OBJETIVOS	3
1.2.1. Objetivo general	3
1.2.2. Objetivos específicos	3
2. ESTADO DEL ARTE	4
3. SEDIMENTACIÓN	7
3.1. INTRODUCCIÓN	7
3.2. TEORÍA BÁSICA DE LA SEDIMENTACIÓN	8
3.2.1. Sedimentación de partículas discretas	8
3.2.2. Concepto de tanque de sedimentación ideal	10
3.2.3. Sedimentadores de alta tasa	12
3.3. DISEÑO DE LOS SEDIMENTADORES PRIMARIO Y SECUNDARIO .	14
3.3.1. Sedimentador secundario	14
3.3.2. Sedimentador primario	16
3.4. PROBLEMAS A EVITAR EN EL PROCESO DE SEDIMENTACIÓN . .	18
4. DESCRIPCIÓN DE LOS REACTORES AEROBIO Y ANAEROBIO	20
4.1. INTRODUCCIÓN	20
4.2. REACTOR AEROBIO	20
4.2.1. Descripción del reactor aerobio	21
4.3. REACTOR ANAEROBIO	21

4.3.1. Descripción del reactor anaerobio	23
5. EVALUACIÓN HIDRÁULICA DE LOS REACTORES USANDO TRAZADORES	26
5.1. INTRODUCCIÓN	26
5.2. METODOLOGÍA	27
5.3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	27
5.3.1. Descripción teórica del comportamiento del reactor	28
5.3.2. Curvas $E(t)$, $F(t)$ y $1 - F(t)$	33
5.3.3. Modelos para flujo no ideal	36
6. MECANISMOS DE TRANSPORTE EN LOS REACTORES	42
6.1. INTRODUCCIÓN	42
6.2. MECANISMOS DE TRANSPORTE	42
6.2.1. Advección y difusión	42
6.2.2. Otros mecanismos de transporte	43
6.3. PRIMERA LEY DE FICK	44
6.4. REACTORES IDEALES	44
6.4.1. Reactor de flujo en pistón	44
6.4.2. Reactores de flujo mixto	45
6.4.3. Determinación de U y E mediante pruebas con trazadores	45
6.5. SOLUCIÓN DE LA ECUACIÓN 6.3 Y CASO DE APLICACIÓN EN EL REACTOR ANAEROBIO	47
7. ESCALAMIENTO DE PROCESOS Y ANÁLISIS DIMENSIONAL	50
7.1. INTRODUCCIÓN	50
7.2. SIMILITUD GEOMÉTRICA Y DINÁMICA	51
7.2.1. Escalamiento y análisis dimensional para medir la eficiencia de un sedimentador	51
8. RECOMENDACIONES Y TRABAJO FUTURO	55
9. CONCLUSIONES	56

9.1. CONCLUSIONES SOBRE EL CAPÍTULO 3	56
9.2. CONCLUSIONES SOBRE EL CAPÍTULO 5	57
9.3. CONCLUSIONES SOBRE EL CAPÍTULO 6	58
9.4. CONCLUSIONES SOBRE EL CAPÍTULO 7	58

ÍNDICE DE FIGURAS

3.1. Fuerzas que intervienen en la sedimentación de una partícula	8
3.2. Esquema conceptual en corte longitudinal de un sedimentador ideal	11
3.3. Flujo entre placas paralelas en un sedimentador de alta tasa (Tomado de Pérez, 1997)	13
3.4. Corte esquemático vertical del sedimentador secundario	16
3.5. Corte esquemático vertical del sedimentador primario	17
3.6. Vista superior de la planta	18
4.1. Esquema de las vistas en planta y en corte del reactor aerobio	22
4.2. Esquema de las vistas en planta y en corte del reactor anaerobio	24
4.3. Fotografía desde la parte superior de la planta construida	25
5.1. Curva de concentración vs. tiempo, para ambos reactores	28
5.2. Esquema conceptual de los tiempos de residencia en la distribución de los tipos de reactores (Tomado de Pérez, 1991)	31
5.3. Curva RTD , para ambos reactores	34
5.4. Curva F , para ambos reactores	35
5.5. Curva $1 - F$, para ambos reactores	36
5.6. Curva experimental y teórica, según el modelo de dispersión, para ambos reactores.	38
5.7. Curva experimental y teórica, según el modelo de tanques en serie, para ambos reactores.	39
5.8. Curva semilogarítmica de $1-F$, para el reactor aerobio.	40
5.9. Curva semilogarítmica de $1-F$, para el reactor anaerobio.	41

6.1. Curvas de concentración vs. longitud del reactor para diferentes períodos de simulación. En la figura a) se muestran las curvas para un período total de simulación de 18 horas, en la figura b) se muestran las curvas para un período de simulación de 100 horas	48
6.2. Resultados de concentración de metanol, al final del reactor anaerobio, para diferentes períodos de simulación.	49
7.1. Ecuaciones de simulación para la eficiencia de la remoción, basadas en los efectos de escala (Tomadas de Sarkar et al., 2007)	54

ÍNDICE DE TABLAS

3.1. Valor del coeficiente C_D , dependiendo de los valores de b y n (Tomado de Ramalho, 1991)	10
5.1. Datos de la prueba de trazadores, para el reactor aerobio.	29
5.2. Datos de la prueba de trazadores, para el reactor anaerobio.	30
5.3. Principales parámetros a tener en cuenta en una curva de concentración vs. tiempo.	31
5.4. Valores de los principales parámetros encontrados para ambos reactores (las unidades de tiempo son horas, y las unidades de concentración son ppb)	32
6.1. Parámetros de la ecuación de transporte para, el reactor anaerobio.	46
6.2. Resultados de concentración de metanol, al final del reactor anaerobio, para diferentes períodos de simulación.	49
7.1. Variables consideradas en el análisis dimensional	52

CAPÍTULO 1

GENERALIDADES

1.1. INTRODUCCIÓN

Las coberturas en saneamiento básico han aumentado, pero este crecimiento no se ve compensado con una mejora del impacto sobre el medio ambiente, dado que no hay un control efectivo de la contaminación generada, todo porque las tecnologías utilizadas son, en la mayoría de los casos, costosas, y las soluciones que entregan a la comunidad son de tipo parcial.

Las tecnologías en el manejo de las excretas se basan en la utilización del aparato sanitario convencional, el cual incorpora el flujo de agua para realizar la dilución de residuos, las cuales son transportadas hasta un sitio donde no generen un problema para quien las produce, pero se está trasladando el problema a otro lugar. Por ello estas deben ser tratadas antes de ser vertidas en fuentes de agua, de manera eficiente y económica. En este sentido, en varios países se han venido desarrollando tecnologías de pequeña escala, para el tratamiento de aguas residuales domésticas, pero el diseño hidráulico de las mismas se basa generalmente en un proceso de ensayo y error.

Cuando se ha finalizado el diseño de todas las etapas de una planta de tratamiento de aguas residuales, se debe determinar el número y tamaño de cada uno de los procesos unitarios, para lo cual se debe emplear el diseño hidráulico, y así conseguir un arreglo espacial adecuado (Benefield et al., 1984). Si los cálculos indican que las pérdidas de energía en un determinado componente son excesivas, su tamaño debe ser re-evaluado, de tal modo que dichas pérdidas se reduzcan; de este modo también se asegura que el proceso se haga más eficiente. Así mismo es importante hacer un adecuado control de la velocidad de flujo, con lo cual se asegura que no habrá sedimentación de sólidos en los conductos interconectados de la planta, para cualquier condición de flujo (Horváth, 1994). Hay diversas formas de iniciar los cálculos hidráulicos de una planta de tratamiento de aguas residuales; así, el método escogido depende de las preferencias del diseñador y de las condiciones locales del lugar de ubicación de la planta.

Debido a que, en el diseño de una planta, existen limitaciones, en la actualidad se recurre al modelamiento de tipo numérico, en el cual se emplean métodos, tales como diferencias finitas y métodos de elementos finitos. La ventaja que presentan estos modelos es que permiten realizar una caracterización bastante precisa de cada uno de los componentes de la planta, lo cual, a su vez, permite, por ejemplo, identificar zonas de corto circuito, zonas de acumulación de sedimentos, entre otros. Conociendo estas características, se puede llegar a realizar un diseño más eficiente de cada etapa de la planta de tratamiento. Se pueden distinguir, entonces, dos procesos de sedimentación: primario y secundario. En el primero, se intenta eliminar partículas de gran tamaño. Se ha probado que en sedimentadores primarios se logran procesos de eliminación de la contaminación bastante altos, en algunas plantas de tratamiento en todo el mundo se ha logrado eliminar más del 40% de la DBO (Diehl, 2000). El proceso de sedimentación secundaria elimina las partículas que escaparon a los procesos precedentes, y los flocúlos formados en el proceso biológico. En este proceso, la eliminación de contaminación es más baja y su modelamiento matemático mucho más complejo (Diehl, 2000), por ello las técnicas de métodos numéricos son ampliamente empleadas en su cálculo y diseño.

El análisis de diseño y funcionamiento de los clarificadores está basado en la teoría del flujo de sólidos (Keinath et al., 1977), lo cual provee herramientas gráficas para describir el proceso de sedimentación en estado permanente. Básicamente esta aproximación es adecuada para el estudio de las necesidades de espacio (área, principalmente) del clarificador, pero no lo es, en el caso del estudio de los efectos debidos a limitaciones de tipo hidráulico (Narayanan, 2000). Es por esto que se han hecho esfuerzos en el sentido de mejorar los modelos basados en la teoría de flujo de sólidos, haciendo simplificaciones y mejorando las aproximaciones iniciales (Chancelier et al., 1997; Daigger, 1995). Sin embargo, la mayoría de estas aproximaciones aun no consideran limitaciones de tipo hidráulico, o requieren del uso de ecuaciones complicadas (Krebs, 1995), por lo cual es de gran importancia orientar investigaciones conducentes a desarrollar modelos numéricos para simular de manera adecuada el comportamiento hidráulico en estas estructuras.

Los reactores aerobios y anaerobios han sido ampliamente usados para el tratamiento de aguas residuales, de baja y alta carga orgánica, de naturaleza soluble y compleja (Hulshoff y Lettinga, 1984). La operación de éstos se basa en la actividad autorregulada de diferentes grupos de bacterias que degradan la materia orgánica y se desarrollan de manera continua, formando un lodo biológicamente activo dentro del reactor, siempre y cuando en el interior se tenga un buen contacto con el agua residual y un tiempo de permanencia suficiente para alcanzar una alta eficiencia en la remoción de material orgánico biodegradable. Para garantizar una buena operación de este tipo de reactores, es necesario evaluar su comportamiento hidráulico, con el fin de identificar el tipo de flujo y los problemas que lo afectan.

En la mayoría de los casos que se conocen, de plantas de tratamiento de aguas residuales, se requiere del uso de energía para algunos procesos. En este caso, se espera que todos los procesos de la planta puedan ser operados mediante energía de tipo hidráulico, mini-

mizando, así, los requerimientos de máquinas hidráulicas y de energía externa al sistema, por lo cual, es importante un modelamiento hidráulico completo de cada componente de la planta, para que cada proceso funcione adecuadamente. Así el presente trabajo tiene por objeto diseñar, construir y modelar hidráulicamente, una planta compacta, conformada por un sedimentador primario, dos reactores biológicos para la remoción de nutrientes y un sedimentador secundario, de tal forma que se minimice el uso de energía en los procesos, y se pueda tener una idea clara de cómo es el comportamiento hidráulico de cada una de las componentes de la planta de tratamiento.

Este trabajo se encuentra distribuido de la siguiente forma: en el capítulo 2, se muestra el estado del arte sobre las tecnologías usadas en el tratamiento de aguas residuales domésticas; en el capítulo 3, se describen los métodos de diseño de sedimentadores de placas paralelas con los diseños de los sedimentadores primario y secundario realizados en este trabajo; en el capítulo 4, se presentan las tecnologías usadas en la construcción de reactores tanto aerobios como anaerobios, mostrándose, además, los planos de diseño de los mismos; en el capítulo 5, se muestra la evaluación hidráulica de los reactores usando trazadores; en el capítulo 6, se muestran los mecanismos de transporte de sustancias en los reactores; en el capítulo 7, se desarrolla un procedimiento de análisis dimensional y se hacen recomendaciones en la construcción de sedimentadores; en el capítulo 8, se hacen sugerencias para el modelamiento y diseño de plantas a cualquier escala; finalmente, en el capítulo 9, se presentan las conclusiones de este trabajo.

1.2. OBJETIVOS

1.2.1. Objetivo general

Diseñar, construir y modelar hidráulicamente una planta compacta conformada por un sedimentador primario, dos reactores biológicos, un sedimentador secundario y un digestor anaerobio.

1.2.2. Objetivos específicos

- Revisar el estado del arte de la modelación y diseño asociados a la componente hidráulica de cada una de las operaciones unitarias de una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas.
- Construir un modelo hidráulico para una planta compacta de tratamiento de agua residual doméstica compuesta por: clarificadores primario y secundario, dos reactores biológicos y un digestor anaerobio de lodos.
- Realizar modelaciones de tipo hidráulico, bajo diferentes escenarios de trabajo.

CAPÍTULO 2

ESTADO DEL ARTE

El Modelo de Lodos Activados N 1 (ASM1, por sus siglas en inglés) (Henze et al., 1987), es tomado como modelo de referencia, un resumen de los desarrollos en investigación que resultaron de este modelo se pueden encontrar en Jeppson (1996). Este modelo fue desarrollado inicialmente, para plantas de tratamiento de aguas residuales municipales, para describir la remoción de carbono orgánico y nitrógeno. El modelo ASM2, desarrollado por Henze et al. (1999), adiciona la actividad de desnitrificación producida por organismos acumuladores de fósforo, lo cual permite una mejor descripción de la dinámica del nitrato y del fosfato.

Los modelos de simulación de WWTP han sido bastante estudiados por Olson y Newell (1999) y Copp (2002). Estos modelos, en general, son muy flexibles, pero el modelador debe administrar los modelos que se le van a entrar a los diferentes programas. En este sentido se han desarrollado programas tales como AQUASIM, EFOR, SIMBA, STOAT y WEST entre otros. Brdjanovic et al.(2000), usaron el modelo TUDP, que permite comprender el proceso del biofósforo a gran escala, e integrarlo en una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas, encontrando que la tasa de decaimiento de bacterias autótrofas es menor, bajo condiciones anaeróbicas y anóxicas, que bajo condiciones aeróbicas.

Yuan et al. (1998) evaluó el almacenamiento de lodos a través de simulaciones del *ASM1*, basado en el decaimiento de las bacterias autótrofas, bajo condiciones anaerobias, lo que dio como resultado menos lodos, pero similares capacidades de nitrificación, en Yuan et al. (2000) se profundiza sobre este hecho, pero haciendo estudios en plantas piloto, lo que le permitió encontrar que el volumen de este reactor se puede reducir hasta en un 20%.

Diversos autores han trabajado en el desarrollo de algoritmos para la optimización de plantas de tratamiento de aguas. En este sentido Rodriguez-Roda et al. (2002), desarrollaron un modelo de control predictivo, el cual usa procesos estocásticos para la optimización de plantas. Rivas et al., (2008) presentaron la base matemática y ejemplos de un método de decisión-obtención modelo-basado para el cálculo automático de parámetros óptimos en plantas de tratamiento de agua residual (WWTP). El punto de partida de la meto-

dología propuesta es el modelado matemático de los procesos principales dentro de las unidades de una planta. El procedimiento para el cálculo automático de los parámetros de diseño se basa en expresar la WWTP óptima diseñada para el problema como una programación matemática (optimización). Problema que puede resolverse, usando un algoritmo de optimización no lineal (GRG2). Se muestra cómo la metodología propuesta puede lograr un diseño de la WWTP óptimo, usando un modelo matemático dinámico de la planta, fijando parámetros operacionales de la planta y de la calidad de agua requerida en el efluente. Ferrer et al. (2008), presentan el software DESASS (*Design and Simulation of Activated Sludge Systems*) para el diseño, simulación y optimización de plantas de tratamiento de aguas residuales. Este permite calcular el funcionamiento de todo el sistema bajo condiciones permanentes o transitorias.

Rodríguez et al. (2008) describen cómo es el comportamiento hidráulico de un sedimentador rectangular en una planta piloto, estudiándolo desde el punto de vista de los tiempos de residencia. Guola et al. (2008), Rauen et al. (2008), Do-Quang et al. (1999), Dufresne et al. (2009), han trabajado en modelos CFD (Computational Fluid Dynamics), los cuales permiten hacer discretizaciones numéricas de las ecuaciones de Navier-Stokes y encontrar distribuciones de las velocidades de los fluidos en los diferentes componentes de la planta. Sarkar et al. (2007), obtienen diferentes ecuaciones para describir la eficiencia de un tanque sedimentador de placas paralelas, a partir de un factor Z , que es obtenido como la relación entre los números de Reynolds, R , y de Froude, F .

En otros trabajos que se han realizado, se estudió el régimen hidrodinámico del tanque de aireación de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales (PTAR), utilizando una prueba de trazador con rodamina y un programa de simulación (AQUASIM). Se realizó una pre-simulación para diseñar el experimento, lo que permitió determinar la cantidad requerida de trazador, fijar los intervalos de muestreo y limitar el impacto visual anticipado del colorante sobre el río que recibe el efluente tratado (Fall y Loaiza-Navía, 2008), Lee et al. (1999) estudiaron un proceso de lodos activados con un modelo dinámico de parámetros distribuidos con un algoritmo de general de técnicas de colocación ortogonal.

Saravanan y Sreekrishnan (2008), presentaron un modelo matemático para un reactor anaerobio híbrido, bajo la inmovilización de los gránulos bacterianos anaerobios completamente fluidizados, considerando la estequiometría de fermentación de la glucosa en el metano. El modelo incluye un modelo del biofilm que describe la cinética de conversión de substrato dentro de un solo gránulo, un modelo de lecho fluidizado que describe la distribución de biogránulos dentro del lecho fluido y un modelo del reactor que se une a los dos anteriores para predecir la concentración de substrato y productos a lo largo de todo el perfil y altura del reactor. Calabro y Viviani (2006) estudiaron el desempeño de tanques de la detención con características diferentes (el volumen, en línea e intermitente) y evaluando una simulación continua.

Robles (1994), presenta un reactor de flujo ascendente para el tratamiento de aguas residuales por vías anaerobia y anóxica, de sección transversal circular, en el cual la mate-

ria orgánica, los nitritos y nitratos, a altas concentraciones son convertidos en productos grasosos bajo la influencia digestora de microorganismos presentes en el lecho de lodos. Tittlebaum y y Tucker (2000), presentan un sistema de tratamiento aeróbico de agua residual para flujos pequeños que comprende un vaso comprimido, paredes laterales y una tapa que definen el interior, baffles dispuestos en el interior entre la línea del afluente y el efluente que definen una cámara de aireación y una cámara de sedimentación. Incluye también un difusor de aire que provoca un flujo circular, y un dispositivo que remueve los sólidos dispuestos entre la cámara de aireación y el sedimentador primario. Uno de los objetivos de la invención es mantener el máximo tiempo en el tanque de aireación el lodo generado y minimizar la descarga en la línea del efluente. Morgan y Robles (2001), presentan una instalación para tratamiento de agua residual a pequeña escala, comprende: un reactor anaeróbico, una fase de nitrificación/desnitrificación y una cámara de sedimentación. La instalación está configurada de la siguiente forma: el reactor anaeróbico se coloca centralmente, las etapas de nitrificación/desnitrificación y la cámara de sedimentación rodean el reactor de forma anular, el agua residual fluye radialmente del interior al exterior. Finalmente, Fritzmeier y Uphoff (2004) presentan una instalación para tratamiento de agua residual a pequeña escala, la cual comprende: un reactor anaeróbico, una fase de nitrificación/desnitrificación y una cámara de sedimentación. La instalación está configurada de la siguiente forma: el reactor anaeróbico se coloca centralmente, las etapas de nitrificación/desnitrificación y la cámara de sedimentación rodean el reactor de forma anular. El agua residual fluye radialmente del interior al exterior.

CAPÍTULO 3

SEDIMENTACIÓN

3.1. INTRODUCCIÓN

La sedimentación es la remoción de los sólidos en suspensión en un fluido por la fuerza de la gravedad. Los sólidos pueden estar presentes en el agua, tal y como ocurren naturalmente, o en forma modificada de su estado natural, como resultado de procesos de floculación y coagulación. Si las partículas son más densas que el agua, la probabilidad de que éstas puedan ser sedimentadas es mayor, dando como resultado un fluido más clarificado, y en el fondo de los tanques sedimentadores queda una suspensión que es más concentrada y que se considera ha sido separada del fluido.

En algunos casos, la sedimentación es el único proceso al que se somete el agua residual. La sedimentación puede producirse en una o varias etapas del proceso de tratamiento. En una planta típica de lodos activos, la sedimentación es usada en tres de las fases del tratamiento: 1) En los desarenadores, en los cuales la materia inorgánica se elimina del agua residual; 2) en los clarificadores primarios, que preceden al reactor biológico y en el cual los sólidos orgánicos se separan y 3) en los clarificadores secundarios que siguen al reactor biológico, en los cuales los lodos producidos en el proceso biológico se separan del efluente tratado.

Se pueden distinguir, entonces, tres tipos de sedimentación, dependiendo del tipo de partículas que se deseen separar del agua: sedimentación de partículas discretas o sedimentación simple, sedimentación de partículas aglomerables o sedimentación inducida, y sedimentación por zonas (Ramalho, 1991). El primero de los casos descritos se presenta en unidades conocidas como desarenadores, en las cuales el proceso de sedimentación, se da sin necesidad de aplicar coagulantes al fluido, lo cual implica que no hay cambios de densidad; el segundo proceso se da en unidades llamadas decantadores, en las cuales el agua ingresa coagulada y floculada previamente. Con estos procesos se logra la unión de partículas para lograr unidades de mayor tamaño, las cuales son capaces de asentarse en el fluido; en este caso se le llamará sedimentación floculenta o decantación. Finalmente, en el tercero de los casos, las partículas forman una especie de manta que sedimenta como

una masa total, presentando una interfase distinta con la masa líquida.

En este capítulo se mostrará como se llevó a cabo el diseño de las unidades de sedimentación primaria y secundaria así como las ecuaciones usadas y sus implicaciones físicas.

3.2. TEORÍA BÁSICA DE LA SEDIMENTACIÓN

A continuación, se muestra como se da el proceso de sedimentación de diferentes partículas.

3.2.1. Sedimentación de partículas discretas

La teoría de la sedimentación discreta se basa en el supuesto de que las partículas son esféricas y de diámetros homogéneos. Cuando la partícula inicia su proceso de sedimentación, se va acelerando hasta que las fuerzas que causan la sedimentación, tales como el peso efectivo de la partícula (resultado de restar al peso de la partícula el empuje arqui-mediano), se equilibran con las fuerzas de fricción provocadas por el medio fluido. Cuando se llega al equilibrio, la partícula alcanza una velocidad de sedimentación constante, denominada velocidad final de sedimentación de la partícula (Ramalho, 1991), (Horváth, 1994), (Pérez, 1997). En la figura 3.1 se muestra el diagrama de cuerpo libre de dicho sistema

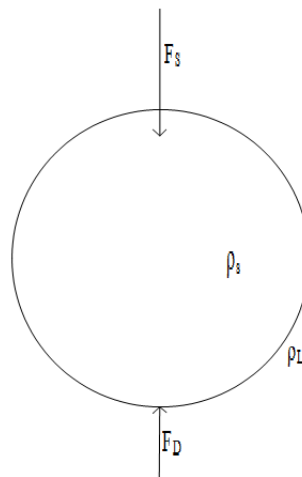


Figura 3.1: Fuerzas que intervienen en la sedimentación de una partícula

La fuerza que provoca la sedimentación de la partícula es el peso efectivo, el cual se obtiene como lo muestra la ecuación 3.1

$$F_S = v\rho_S g - v\rho_L g = (\rho_S - \rho_L)gv \quad (3.1)$$

donde F_S es el peso efectivo de la partícula; ρ_S es la densidad de la partícula; ρ_L es la densidad del fluido; g es la aceleración de la gravedad; y v es el volumen de la partícula, el cual es $1/6\pi d^3$.

La fuerza de resistencia que trata de impedir la sedimentación, se obtiene como lo muestra la ecuación 3.2

$$F_D = C_D A(\rho_L V^2/2) \quad (3.2)$$

donde F_D es la fuerza de resistencia; C_D es el coeficiente de fricción; A es el área proyectada de la partícula la cual es $A = 1/4\pi d^2$, siendo d el diámetro medio de las partículas; y V es la velocidad relativa entre las partículas y el fluido.

Al igualar las ecuaciones 3.1 y 3.2, y haciendo $V = V_s$, que es la velocidad final de sedimentación, se obtiene la ecuación 3.3

$$V_s = \left[\frac{4}{3} \left(\frac{g}{C_D} \right) \frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} d \right]^{1/2} \quad (3.3)$$

La expresión 3.3 es conocida como ley de Newton para partículas esféricas. En dicha ecuación, el coeficiente de fricción está relacionado con el número de Reynolds, el cual se encuentra como lo muestra la ecuación 3.4 (Horváth, 1994). Los valores de la viscosidad dinámica para diferentes temperaturas pueden ser consultados en Streeter y Wylie,(1988).

$$R = \frac{dV_s\rho_L}{\mu_L} \quad (3.4)$$

donde μ_L es la viscosidad dinámica del fluido.

El coeficiente C_D se puede obtener de manera muy aproximada, usando la ecuación 3.5

$$C_D = \frac{b}{R^n} \quad (3.5)$$

En la tabla 3.1 se muestran las regiones en las cuales se puede encontrar el coeficiente C_D , de acuerdo a los valores que pueden tomar b y n

Muchos problemas de sedimentación en los tratamientos de aguas residuales se presentan en la zona de Stokes. Así haciendo las sustituciones requeridas en la ley de Newton, se obtiene la ley de caída de esferas de Stokes, dicha ley se representa por la ecuación 3.6 (Horváth, 1994)

Tabla 3.1: Valor del coeficiente C_D , dependiendo de los valores de b y n (Tomado de Ramalho, 1991)

Zona	b	n	$C_D = b/R^n$
Ley de Stokes: $R \leq 2$	24	1.0	$C_D = 24/R$
Transición: $2 \leq R \leq 500$	18.5	0.6	$C_D = 18,5/R^{0,6}$
Newton: $R \geq 500$	0.4	0.0	$C_D = 0,4$

$$V_s = \left(\frac{1}{18} \right) \frac{\rho_S - \rho_L}{\mu L} \quad (3.6)$$

En la ecuación 3.6, se debe tener en cuenta que la viscosidad es un parámetro que depende de la temperatura del fluido que para nuestro caso será agua residual doméstica.

3.2.2. Concepto de tanque de sedimentación ideal

Los tanques de sedimentación ideales son fundamentales para el entendimiento y diseño de los sedimentadores. El modelo seleccionado es el de un sedimentador ideal constituido por 4 zonas (Ramalho, 1991):

1. Zona de entrada: En esta el flujo se puede considerar laminar. Se supone que al final de esta zona las partículas se distribuirán uniformemente de acuerdo a como sea su zona de entrada.
2. Zona de sedimentación: La partícula deja de estar en suspensión cuando llega al fondo de esta zona.
3. Zona de salida: Zona donde el agua residual es recogida antes de su salida al proceso siguiente.
4. Zona de lodos: En esta zona se depositan los lodos para, luego ser evacuados en un proceso de purga, o de ser necesario en un proceso de recirculación de los mismos.

En la figura 3.2 se muestra un esquema de lo anteriormente dicho.

En este esquema conceptual se supone que sólo las partículas que alcanzan a cruzar la frontera entre la zona de lodos y la zona de sedimentación, serán consideradas sedimentadas. Todas las partículas, como es natural tienen dos vectores componentes de velocidad; al primero de ellos se le denominará V , el cual es paralelo al fondo del tanque sedimentador y es causado por la velocidad inicial horizontal, con la cual las partículas entran al tanque de sedimentación; al segundo se le denominará V_v , y es causado por la atracción gravitatoria y está dirigida hacia abajo, tal y como se observa en la figura 3.2.

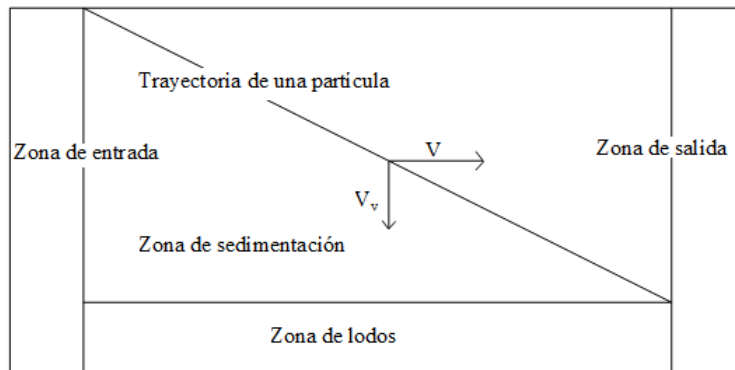


Figura 3.2: Esquema conceptual en corte longitudinal de un sedimentador ideal

Este tanque de sedimentación ideal, tiene dos áreas importantes, la primera de ellas se obtiene al realizar un corte transversal del sedimentador, suponiéndose que la sección tiene un ancho W y una altura H . La segunda sección se obtiene al hacer un corte longitudinal del sedimentador, se supone, entonces, que la sección tiene una longitud L y una altura H . La Velocidad V , se puede encontrar con la ecuación 3.7.

$$V = \frac{Q}{WH} \quad (3.7)$$

En la sedimentación discreta, la velocidad es constante para cualquier trayectoria (Wett, 2002), lo cual quiere decir que la velocidad de sedimentación específica V_s y la velocidad V_v no varían a lo largo de sus trayectorias respectivas, esto dado que las partículas no están sometidas a procesos de coalescencia o aglomeración de las mismas, durante el proceso de sedimentación. Cuando una partícula está sometida a los procesos antes mencionados se tiene como resultado que la trayectoria de la misma es recta, tal como lo muestra la figura 3.2, sino que tendrá una trayectoria curva.

Es posible demostrar, que la velocidad de sedimentación de una partícula discreta en un tanque rectangular, ideal, se puede encontrar mediante la ecuación 3.8.

$$V_s = \frac{Q}{LW} \quad (3.8)$$

La ecuación 3.8 quiere decir que el rendimiento de la sedimentación es función principalmente del ancho superficial del tanque, más que de la profundidad del mismo. Se utilizan profundidades razonables para facilitar la utilización de mecanismos que permitan la remoción de lodos sedimentados, y para evitar que se den cambios en la componente horizontal de la velocidad y así no se de arrastre de partículas que previamente han sido sedimentadas. Este arrastre ocurrirá si V es suficientemente grande para hacer pasar a

suspensión las partículas que ya habían sido depositadas.

Según lo dicho anteriormente, se puede afirmar, entonces, que todas las partículas con una velocidad igual o superior a V_s se sedimentarán y aquellas partículas con velocidad V_v , menor que V_s , se sedimentarán en una proporción $T = V_v/V_s$.

Finalmente, se define la carga superficial como lo muestra la ecuación 3.9

$$V_s = \frac{Q}{A} \quad (3.9)$$

Dado que se pueden requerir áreas muy grandes para realizar estos procesos de sedimentación, se recurre, entonces, a los sedimentadores de alta tasa, los cuales se tratarán en el siguiente numeral.

3.2.3. Sedimentadores de alta tasa

La idea presente en este tipo de unidades es bastante simple, y consiste en lo siguiente: supóngase que se tiene un sedimentador ideal y que a la mitad de su altura se coloca una bandeja, como resultado se tendrá que las partículas que antes no sedimentaban a una altura H , muy probablemente ya lo podrán hacer a la nueva altura $H/2$, lo que conlleva a un aumento en la eficiencia de la unidad de decantación.

Como es lógico, el proceso de lavado y mantenimiento de una placa horizontal en un sedimentador es bastante complejo, por ello diversos investigadores propusieron inclinar las placas, lo cual favorece el proceso de diversas formas, tales como: a) deslizamiento de los lodos que se encuentran en las placas hacia la zona de lodos del sedimentador, b) facilita el lavado de las placas en el momento que este sea necesario, y c) las placas en esa posición son más fáciles de remover, en caso de que se necesite hacer mantenimiento.

Según el sentido del flujo, existen dos tipos de decantadores de placas: de flujo ascendente y de flujo horizontal. En este trabajo se estudiará sólo el decantador de flujo ascendente, en los cuales, el fluido entra por la parte inferior de la unidad (debajo de las placas) y asciende a través de ellas, para posteriormente ser evacuado al proceso siguiente.

A continuación, se describe el proceso de sedimentación entre placas paralelas, el cual se encuentra muy bien ilustrado en Pérez (1997).

En la figura 3.3, se puede observar una partícula que avanza con velocidad V_0 entre las placas; esta velocidad, a su vez, es paralela a las placas y se descompone en dos componentes la primera dirigida hacia el centro de la tierra y corresponde a la velocidad de sedimentación V_s , la segunda es la componente V_y , como se muestra en la figura 3.3.

Es posible demostrar que V_0 se puede representar mediante la ecuación 3.10.

$$V_0 = V_s(\text{sen}\theta + L\text{cos}\theta) \quad (3.10)$$

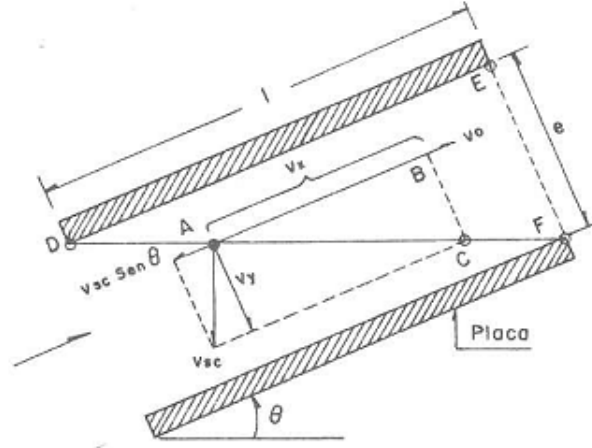


Figura 3.3: Flujo entre placas paralelas en un sedimentador de alta tasa (Tomado de Pérez, 1997)

donde $L = l/e$, siendo l la longitud de las placas y e la separación entre las mismas. La validez de la ecuación 3.10, se requiere que el flujo sea laminar, para ello, $R \leq 500$, preferiblemente $R \leq 250$ (Pérez, 1997).

El flujo laminar sólo se da a una distancia x , después de que el fluido ingresa a las placas, la cual se obtiene con la ecuación 3.11.

$$x = 0,058R.e \quad (3.11)$$

La ecuación 3.11 es conocida como ecuación de Langhaar (Pérez, 1997), en la cual se debe determinar el número de Reynolds, para ello se usa la ecuación 3.12.

$$R = \frac{V_0 e}{\nu} \quad (3.12)$$

siendo ν la viscosidad cinemática del fluido.

Se puede demostrar, entonces, que la longitud relativa útil, Lu , de sedimentación de una placa, se puede representar mediante la ecuación 3.13.

$$Lu = L - 0,058R \quad (3.13)$$

Finalmente, V_0 debe ser calculado con la ecuación 3.14.

$$V_0 = \frac{V_s(\text{sen}\theta + L\text{cos}\theta)}{1 + \frac{0,058.e.V_s.\text{cos}\theta}{\nu}} \quad (3.14)$$

3.3. DISEÑO DE LOS SEDIMENTADORES PRIMARIO Y SECUNDARIO

A continuación, se muestra como se realizó el diseño de los sedimentadores de la planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala. Primero se mostrará el sedimentador secundario, pues es de conformación rectangular y sigue la teoría mostrada en el numeral 3.2.3; posteriormente, se mostrará el diseño del sedimentador primario, el cual sigue también la teoría de sedimentadores de alta tasa, pero su geométrica externa es de forma cilíndrica circular recta, y su geometría interna esta conformada por conos concéntricos que simulan el comportamiento de las placas.

3.3.1. Sedimentador secundario

La sedimentación secundaria, es un proceso unitario de vital importancia en el tratamiento de aguas residuales, dado que permite la separación de la fase sólida de la fase líquida. Las partículas sólidas se depositarán en la parte inferior del sedimentador, para, en la mayoría de los casos ser recirculadas a tanques anóxicos y anaeróbicos (David, 2009), donde participarán en el proceso de purificación, siguiendo el principio de los lodos activados. Además, el agua fluirá de forma más clara a la salida de éste.

A continuación, se presentan los criterios de diseño del sedimentador secundario

1. Gradiente de velocidad: a la entrada del sedimentador debe ser lo suficientemente bajo, de tal forma que garantice que no se destruyan elementos que se hayan formado por coalescencia. Se puede calcular con la ecuación 3.15 (Arboleda, 1991).

$$G = \sqrt{\frac{fV_{entrada}}{8\nu R_H}} \quad (3.15)$$

Donde f es un valor que varía entre 0.02 y 0.04, ν es la viscosidad cinemática del fluido, R_H es el radio hidráulico del orificio y $V_{entrada}$ es la velocidad de entrada.

2. Carga superficial: este es uno de los parámetros más usados en la práctica para el diseño de sedimentadores, ya que ayuda a determinar el área superficial del sedimentador. La carga superficial recomendada en este tipo de unidades, para aguas residuales varía entre $35m^3/(m^2 - dia)$ y $50m^3/(m^2 - dia)$ (RAS, 2000).
3. Tiempo de retención: El tiempo de detención depende del propósito del sedimentador. En sedimentadores de alta tasa, este valor se encuentra entre 1 y 1.5 horas (RAS, 2000).
4. Velocidad horizontal: La velocidad del flujo a través del tanque de sedimentación, no es uniforme en toda la sección transversal del tanque, perpendicular a la dirección

de flujo, aunque la entrada y la salida sean diseñadas para distribución uniforme, debido a la existencia de corriente de densidad, corrientes de inercia, cortocircuitos, entre otros. Para minimizar estos efectos, la velocidad en un tanque de alta tasa debe mantenerse por debajo de $1\text{cm}/\text{s}$.

5. Unidades de entrada y de salida del sedimentador: La entrada al sedimentador se diseña para distribuir el agua uniformemente sobre la sección transversal del tanque, proveyendo una transición suave, entre la velocidad relativamente alta del afluente y la velocidad baja uniforme en la zona de asentamiento.

El propósito de la unidad de salida es similar al de la unidad de entrada, es decir, proveer una transición suave entre la velocidad del flujo en el sedimentador y la velocidad en la salida; generalmente, el nivel del agua en el sedimentador es controlado en la salida. Las salidas, como es el caso de este trabajo, pueden ser a través de vertederos.

6. Almacenamiento de lodos: Al diseñar el sedimentador, se debe tener en cuenta el volumen destinado al almacenamiento de lodos, que se mueven hidráulicamente a una tolva de lodos, de donde son extraídos mediante una tubería de desagüe.

Los parámetros de diseño de este sedimentador son los siguientes:

1. Caudal: $1\text{m}^3/\text{dia}$
2. Número de sedimentadores: 1
3. Carga superficial: $35\text{m}^3/(\text{m}^2 - \text{dia})$
4. Placas (lado x ancho x espesor): $0.17\text{m} \times 0.07\text{m} \times 0.003\text{m}$

Se utilizan dos sistemas de placas, cada uno con una inclinación de 60° con respecto a la horizontal. La idea de utilizar un sistema doble de placas es que se puedan sedimentar aquellas partículas que “escaparon” del primer juego de placas, es decir, aquellas que se encuentran en el nivel inferior

Los cálculos muestran que el gradiente de velocidad a la entrada del sedimentador es de $3,71\text{s}^{-1}$ y que el número de Reynolds R entre las placas es 190, que es menor que 250, lo cual asegura un correcto funcionamiento de las placas de sedimentación. En la figura 3.4 se puede observar un corte vertical del sedimentador secundario, el plano de detalle del mismo, se encuentra en el Anexo1 que está en formato digital y en papel. Las flechas indican la dirección de flujo, dentro del sedimentador.

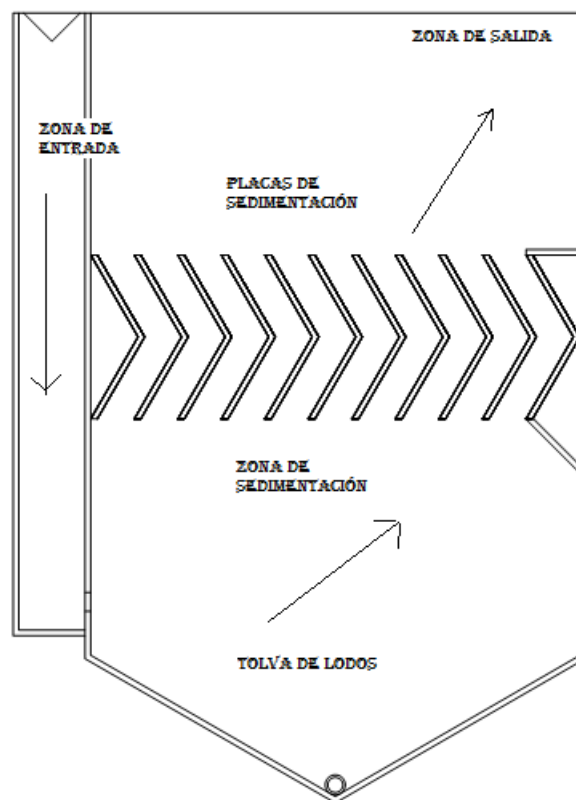


Figura 3.4: Corte esquemático vertical del sedimentador secundario

3.3.2. Sedimentador primario

Como se dijo anteriormente, este sedimentador se diseñó de manera circular, pero siguiendo los mismos conceptos de diseño del sedimentador secundario. Los parámetros de diseño se enumeran a continuación:

1. Caudal: $1m^3/dia$
2. Número de sedimentadores: 1
3. Carga superficial: $40m^3/(m^2 dia)$

Nuevamente, se obtuvieron valores bajos del gradiente de velocidad a la entrada del sedimentador y del número de Reynolds, R . En la figura 3.5, se muestra un corte longitudinal de esta unidad de sedimentación, donde las flechas indican la dirección del flujo. Los detalles de este sedimentador se pueden observar en el Anexo 2, que se encuentra en formato digital y en papel.

En la figura 3.6, se puede observar una vista desde arriba de la planta compacta, la cual está conformada en su orden por el sedimentador primario, reactor aerobio, reactor anaerobio y sedimentador secundario; las flechas en la figura indican la dirección del flujo.

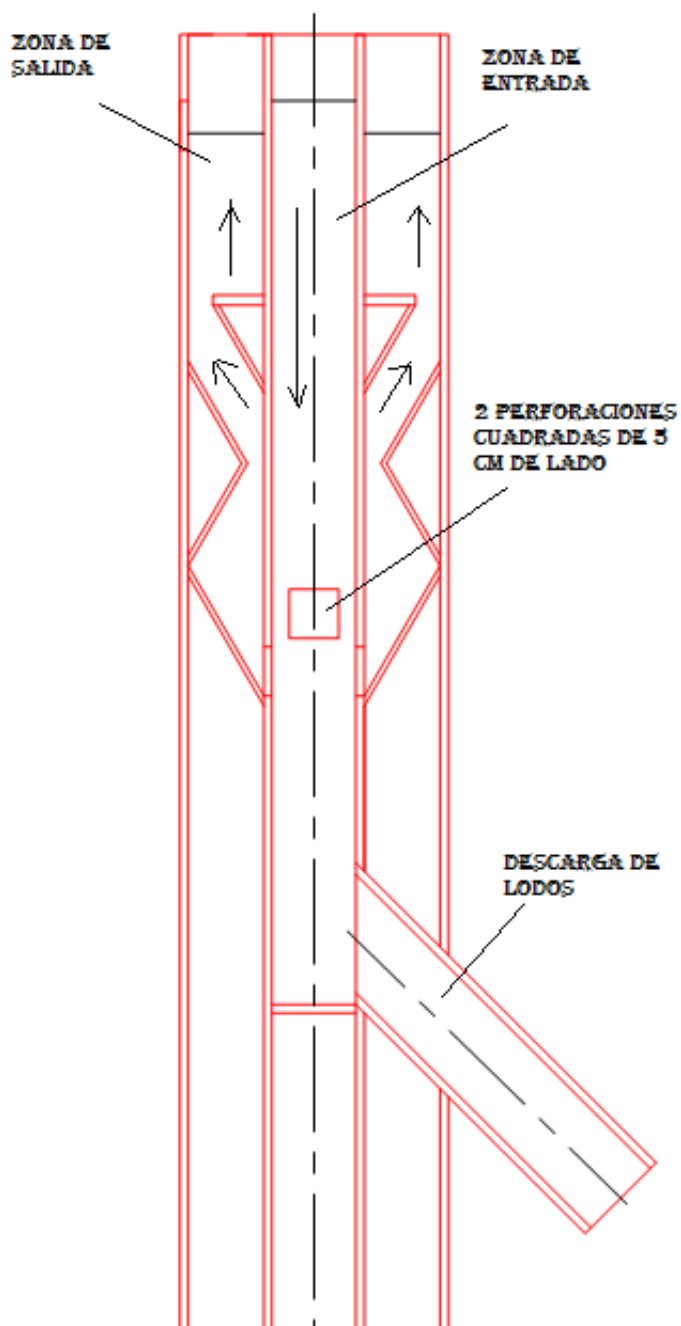


Figura 3.5: Corte esquemático vertical del sedimentador primario

Las pérdidas a la entrada de ambas unidades de sedimentación, fueron calculadas con la ecuación 3.16

$$h = k \frac{v^2}{2g} \quad (3.16)$$

donde k es una constante que depende de la configuración del orificio de entrada a las unidades de sedimentación, v es la velocidad de entrada y g es la aceleración de la

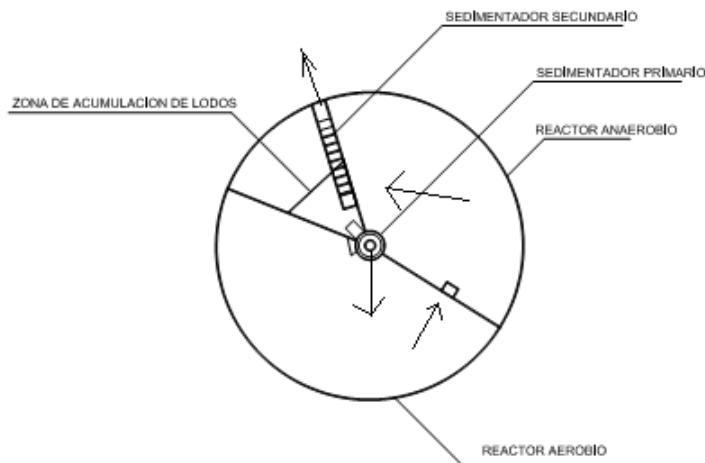


Figura 3.6: Vista superior de la planta

gravedad.

Para ambos sedimentadores, estas pérdidas son menores que $0,5\text{cm}$.

En el capítulo 7, se proponen, a partir, de la teoría de análisis dimensional, algunos experimentos que se pueden realizar bajo diferentes condiciones, para estudiar la eficiencia de un sedimentador de determinada configuración.

3.4. PROBLEMAS A EVITAR EN EL PROCESO DE SEDIMENTACIÓN

De los principales problemas que se pueden presentar en una planta de tratamiento de aguas residuales, es el surgimiento de corrientes secundarias en cualquiera de sus componentes (Plósz et al., 2007). La ocurrencia de este fenómeno se debe a las siguientes condiciones: 1) diferencias de temperatura dentro del tanque, 2) diferencias en las propiedades físicas del lodo, como por ejemplo densidades diferenciales, y 3) debido a factores externos, como caídas de temperatura.

En general, el agua que ingresa a un tanque de sedimentación tiene temperaturas diferentes a las de las aguas que ya tienen cierto tiempo dentro del mismo; ésto causa que se creen nuevas corrientes, debidas a efectos de temperatura. Para que se den estas corrientes, no se necesitan diferencias de temperaturas muy grandes, pues una diferencia de sólo 1 ó 2C° , ya pueden causar que estas se presenten (Horváth, 1994). Estructuras pequeñas, como la del presente trabajo, pueden sufrir más con los gradientes de temperatura ambientales. Así, en lugares tropicales como Medellín, donde se pueden tener diferencias de temperatura de hasta 15C° entre el día y la noche, es posible que se presenten este tipo de corrientes, causando mal funcionamiento de algunas unidades de la planta, tal como

se mostrará en el el numeral 5.3.3. Este problema de temperaturas diferenciales, se puede mitigar de dos formas, la primera de ellas es haciendo que las aguas residuales ingresen primero a un tanque de homogenización; la segunda es disponer la planta de tratamiento en un lugar cerrado, de tal modo que no esté sujeta a gradientes de temperatura fuertes entre el día y la noche.

CAPÍTULO 4

DESCRIPCIÓN DE LOS REACTORES AEROBIO Y ANAEROBIO

4.1. INTRODUCCIÓN

Después de que se ha terminado el proceso de sedimentación primaria, se procede, entonces, a realizar el tratamiento secundario, que se refiere a todos los procesos de tratamiento biológicos de las aguas residuales, tanto aerobios como anaerobios. En este capítulo se hará una breve descripción de ambos procesos y se mostrarán los diseños de ambos reactores.

4.2. REACTOR AEROBIO

Este reactor se basa en la tecnología de lodos activados, la cual se usa para el tratamiento de aguas residuales, tanto domésticas como industriales. En este proceso, el agua residual es sometida a aireación, lo cual causa que, después de un tiempo se reduzca el contenido de materia orgánica, lo que a su vez forma un lodo floculento (Ramalho, 1991).

El lodo activado está formado por una serie de microorganismos, que cambian continuamente en función de las variaciones de composición de las aguas residuales y de las condiciones del medio ambiente (Metcalf y Eddy, 1995). Los microorganismos presentes en estas aguas son de diversas clases, tales como bacterias unicelulares, hongos, algas, entre otros, de los cuales, las bacterias son los más importantes y se encuentran en todo tipo de tratamiento biológico.

El diseño de una planta de lodos activos se basa en el consumo de la *DBO* soluble. Este consumo es el resultado de un proceso de oxidación biológica que se presenta en

el reactor. La *DBO* insoluble se supone que se separa en los sedimentadores primario y secundario.

En éste proceso se requiere una cantidad teórica de oxígeno, la cual se puede determinar a partir de la *DBO* del agua residual doméstica y de la cantidad de organismos purgados diariamente del sistema. Si toda la *DBO* se convirtiera en productos finales, la demanda total de oxígeno, se podría calcular fácilmente, convirtiendo la DBO_5 en DBO_L , usando un factor de conversión adecuado. Quintero (2007) estimó que la cantidad de *DBO* a tratar en este reactor es de $210g/m^3$ y la cantidad de oxígeno requerido en el mismo es de $231g/dia$. Igualmente, en éste reactor se tratarán $29g/m^3$ de NH_4^+ (amonio), del cual se espera un remoción del 70 %.

4.2.1. Descripción del reactor aerobio

El reactor aerobio opera en continuo y a temperatura ambiente; en él se desea una remoción de materia orgánica soluble (*DBO*), nitrógeno amoniacal y almacenamiento de fosfatos por microorganismos Poly-P (estrictos aerobios); para tal fin, se utiliza un reactor aerobio, sin recirculación de lodo, al cual ingresa un caudal de $0,8m^3/dia$ que proviene del sedimentador primario. Se considera que en éste se removieron los SST, y no hubo reacción biológica, por lo tanto se cuenta con una caracterización de agua residual doméstica, sin alteración de concentraciones biológicas por efecto del sedimentador. Inmerso en el reactor, se encuentra un distribuidor de aire, compuesto por unidades difusoras de burbuja fina, las cuales poseen gran superficie por unidad de volumen, que permiten un buen contacto oxígeno-líquido, ésta corriente de aire crea una turbulencia y un mezclado en el reactor. El aporte de oxígeno hecho por éste al reactor es de $0,003ml/l.s$. El aire proviene de un soplador, que con un sistema de distribución, conduce el aire necesario. En la figura 4.1 se muestra una vista en planta y un corte vertical de este reactor; las flechas en la figura indican la dirección del flujo. Los detalles del mismo se encuentran en el Anexo 3, que se encuentra en formato digital y en papel.

En la figura 3.6, se puede observar la ubicación de este reactor en la planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala.

4.3. REACTOR ANAEROBIO

El tratamiento anaerobio se utiliza para las aguas residuales, dando como productos finales de degradación, principalmente, metano, dióxido de carbono y pequeñas cantidades de sulfuro de hidrógeno. El proceso depende de dos etapas: 1) fermentación ácida y 2) fermentación metanogénica (Ramalho, 1991).

En la etapa de fermentación ácida, los compuestos orgánicos complejos del agua residual se hidrolizan, para producir unidades moleculares menores, las cuales, a su vez, son

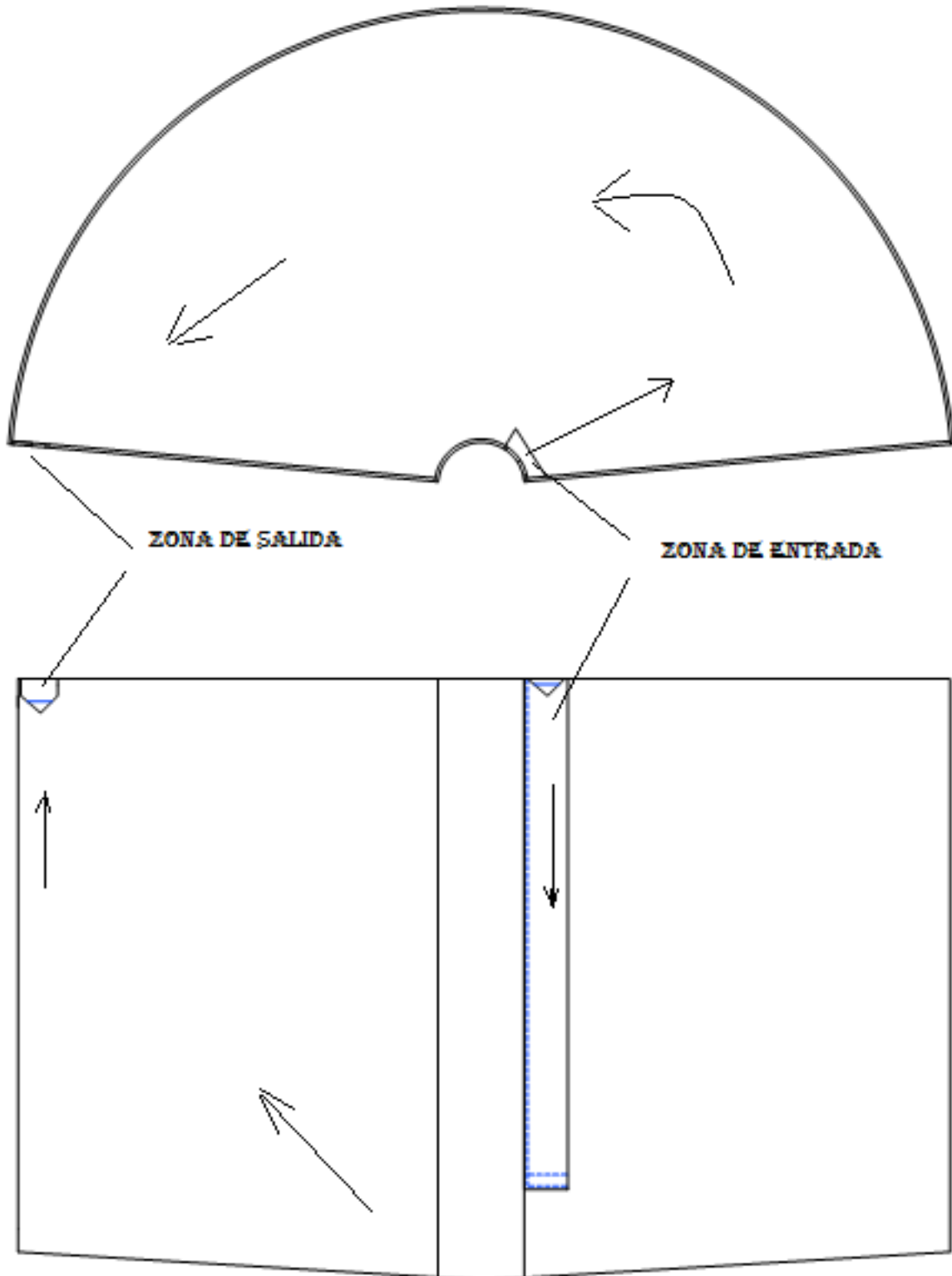


Figura 4.1: Esquema de las vistas en planta y en corte del reactor aerobio

sometidas a biooxidación, convirtiéndose en ácidos orgánicos de cadena corta. Una población heterogénea de bacterias facultativas y anaerobias es responsable de estas reacciones de hidrólisis y oxidación. En esta etapa no se producen reducciones importantes de la *DQO* (Ramalho, 1991).

En la etapa de fermentación metanogénica, los ácidos de cadenas más largas son convertidos en metano, dióxido de carbono y ácidos orgánicos de cadenas más cortas.

Algunas de las ventajas de este tratamiento se enumeran a continuación:

1. Se producen ahorros en los costos de operación y montaje, dado que no se necesita aireación.
2. La producción de biomasa en el proceso anaerobio es menor que en un proceso aerobio, lo cual representa ahorros en el momento de evacuar los lodos.
3. La producción de metano en los procesos anaerobios es ventajosa, pues es un combustible que se puede utilizar en otros procesos.

En éste reactor se tratará, también, NO_3 (nitrito), el cual se espera que se dé en concentraciones de $11,89g/m^3$. En el proceso anaerobio, se removerá un 30 % de éste componente. En dicho reactor, también se dan procesos de desfosfatación, pero el diseño no se enfocó en éste proceso.

Para que éste reactor funcione adecuadamente es necesario adicionar CH_3OH a una tasa de $25g/dia$. El proceso de decaimiento de éste componente a lo largo del reactor, se describe en el capítulo 6.

4.3.1. Descripción del reactor anaerobio

El reactor anaerobio opera en continuo y recibe el flujo de agua tratado en el reactor aerobio, donde se espera una remoción del 80 % de *DBO* y 70 % de nitrógeno amoniacal (Quintero, 2007). El afluente ingresa de forma ascendente y el efluente tratado sale por la parte superior. Se considera que todos los gases evolucionan a fase gaseosa, siendo éstos nitrógeno, metano y dióxido de carbono, y se eliminan por la parte superior y central del tanque anaerobio, aunque es necesario eliminar la sobrecarga de lodo formado durante cierto tiempo. Se considera que el lecho de lodo permanece dentro del reactor y existe una acumulación de biomasa superando la producción neta a las pérdidas por arrastre en el efluente. El lodo formado se distribuye en un lodo compacto ubicado en el fondo, también llamado lecho de lodo y en la parte superior un lodo menos denso llamado manto de lodo, no existe recirculación de lodo, aprovechando la alta retención de biomasa en el reactor. Para el estudio a través del modelo se considera que el reactor no contiene ningún relleno para soportar el crecimiento biológico ni piezas que faciliten la sedimentación. En la figura 4.2 se muestra una vista en planta y un corte vertical de este reactor. Los detalles del mismo se encuentran en el Anexo 4 que se encuentra en formato digital y en papel.

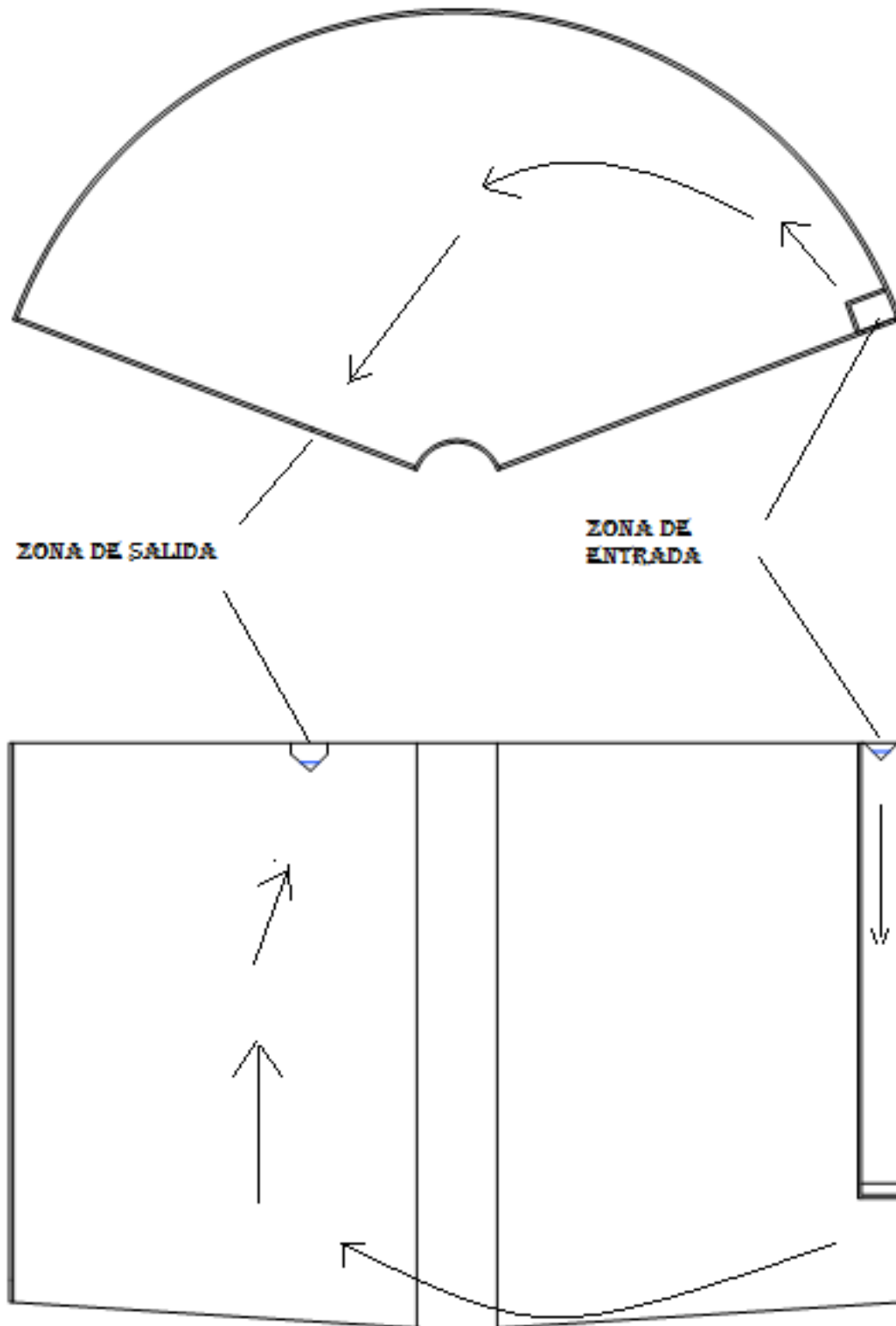


Figura 4.2: Esquema de las vistas en planta y en corte del reactor anaerobio

En la figura 3.6, se puede observar la ubicación de este reactor en la planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala. En el Anexo 5 se puede apreciar una vista superior de la planta, mientras que en el Anexo 6 se muestra una vista en perfil de la misma. En la figura 4.3 se puede apreciar la planta armada.



Figura 4.3: Fotografía desde la parte superior de la planta construida

CAPÍTULO 5

EVALUACIÓN HIDRÁULICA DE LOS REACTORES USANDO TRAZADORES

5.1. INTRODUCCIÓN

A menudo, los diseñadores de sistemas de tratamiento limitan sus diseños bajo el supuesto de que el flujo en los reactores es de dos tipos: en pistón y en mezcla completa. En realidad el flujo en los reactores no se ajusta exactamente a estas situaciones ideales (Levenspiel, 1998), (Kadlec et al., 1997). En muchas ocasiones, el comportamiento de los flujos es parecido al de los sistemas idealizados, por tanto se puede suponer que el reactor se comporta como la suma de estos reactores, sin que se esté incurriendo en errores grandes. Igualmente, se puede presentar el caso en el que se den canalizaciones del flujo por recirculación de fluido, o por formación de zonas muertas, lo cual genera reducción de la eficiencia del sistema.

Los problemas de flujo no ideal se relacionan con los problemas de cambio de escala. La gran mayoría de las veces, el factor que no se puede controlar en un cambio de escala es la magnitud de la no idealidad del flujo, el cual es muy diferente entre modelo y prototipo. El desconocimiento de este factor puede inducir errores en los diseños.

En este capítulo se estudian modelos de flujo ideal, y de flujo no ideal con el fin de inferir cómo es el comportamiento en dos reactores, uno aerobio y el otro anaerobio. Este trabajo se encuentra distribuido de la siguiente forma: en la primera parte, se hace un estudio de las distribuciones de concentración de trazador en los reactores; en la segunda parte se ajustan tres modelos de flujo no ideal a los datos: 1) Dispersión, 2) Tanques en serie y 3) Wolf-Resnick.

5.2. METODOLOGÍA

La evaluación del comportamiento hidráulico se realizó sobre dos reactores, en una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala. Dichos reactores se encuentran ubicados en secuencia, uno inmediatamente después del otro, ambos poseen forma semicircular. El primero de ellos es de tipo aerobio, con una capacidad total de 800 litros. Este cuenta, en su parte inferior, con un difusor de aire, el cual, como se muestra más adelante, hace que este en general, funcione como un reactor completamente mezclado. El reactor anaerobio con un volumen de 600 litros.

El caudal de diseño del reactor aerobio es de 33.33 litros/hora, lo cual muestra que el tiempo de retención teórico (de diseño) en dicho reactor es de 24 horas. El tiempo de retención en el reactor anaerobio es de 18 horas.

Las pruebas de trazadores se realizaron de manera independiente, en cada reactor. Así, para el componente aerobio, se disolvió 1 ml de rodamina al 20 % “WT”, en 20 ml de agua, introduciéndose dicha disolución en la zona de entrada, de manera instantánea, lo cual físicamente simula un derrame, a manera de pulso instantáneo. En el segundo reactor, el procedimiento fue exactamente el mismo, pero, en este caso, la disolución estaba compuesta por 0.75 ml de rodamina “WT” disueltos en 20 ml de agua. Se seleccionó rodamina como trazador, por su carácter inerte, por lo cual no reacciona con los diferentes componentes que se encuentran en cada reactor.

Posteriormente, con los datos obtenidos, se procedió a calcular y dibujar una serie de curvas de distribución de los flujos y sus respectivos tiempos de residencia. De este modo se determinaron las curvas $E(t)$, $F(t)$ y $1 - F(t)$, y sus respectivas funciones de distribución adimensionales, $E(\theta)$, $F(\theta)$ y $1 - F(\theta)$, las cuales se usaron para determinar el tipo de flujo en los reactores, empleando tres modelos: 1) Dispersión, 2) Tanques en serie y 3) Wolf y Resnick.

5.3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Cuando se aplican trazadores en un reactor y luego se hace un análisis detallado de las muestras tomadas a la salida del reactor cada cierto período de tiempo, se puede obtener una curva de concentración versus tiempo. En dicha curva, se puede observar cómo la concentración de trazador crece a medida que pasa el tiempo, hasta alcanzar un valor máximo, y, luego, comienza a decrecer. Estos métodos son conocidos como métodos de estímulo-respuesta. En estas metodologías se puede utilizar cualquier tipo de señal de entrada, tales como señales al azar, una señal periódica, una señal escalón (Levenspiel, 1998), o como, es el caso de este trabajo, una señal en forma de impulso.

Teóricamente, cuando el tiempo tiende a infinito el valor de concentración debe ser cero. Dicho valor infinito de tiempo debe entenderse como un tiempo muy grande, incluso

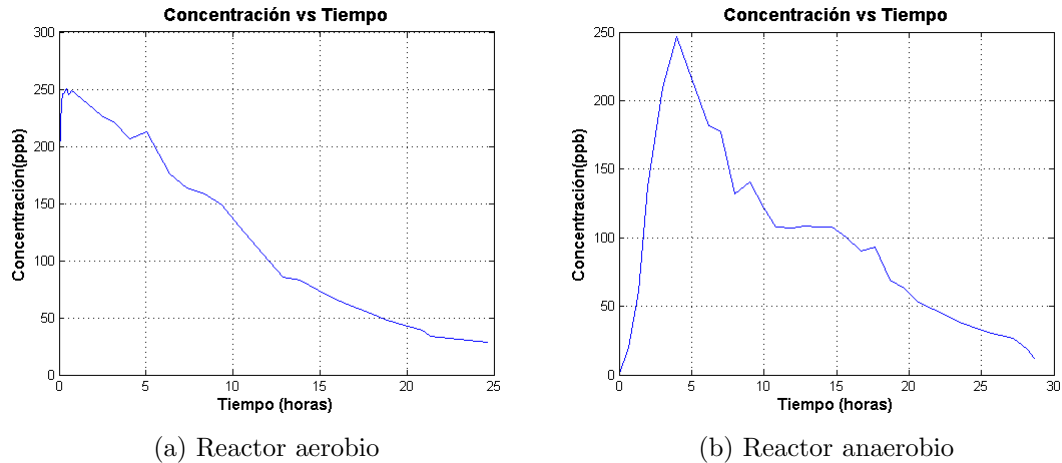


Figura 5.1: Curva de concentración vs. tiempo, para ambos reactores

mayor que el tiempo de retención teórico de los reactores en estudio. En la tabla 5.1, se encuentran los datos de la prueba de trazadores en el reactor aerobio, mientras que en la tabla 5.2 se encuentran los datos de dicha prueba para el reactor anaerobio. En la figura 5.1a, se muestra la gráfica que describe la variación de concentración del trazador, en el reactor aerobio en función del tiempo. En la figura 5.1b, se muestra esta curva para el reactor anaerobio.

5.3.1. Descripción teórica del comportamiento del reactor

De la forma de la distribución de las concentraciones en el tiempo, se puede hacer una primera aproximación visual, acerca del comportamiento del reactor en estudio: como un reactor en flujo pistón, o, como reactor con mezcla completa. Los detalles de estos reactores se pueden consultar en Chapra (1997) y Levenspiel (1998). Así, si la distribución tiende a parecerse a una campana de Gauss, se puede decir que hay una combinación de efectos, tanto de flujo pistón, como de mezcla completa. En este caso, se supone cierta simetría de dicha campana; luego, cuanto más pequeña sea la desviación estándar de dichas mediciones, más angosta será la campana, lo cual indica que hay predominio de flujo en pistón. Si la desviación crece, la campana se hace más plana y mostraría, entonces, que hay una combinación de efectos del flujo en pistón y del flujo en mezcla completa (Levenspiel, 1998).

Cuando las distribuciones de concentración en el tiempo son asimétricas, el comportamiento de los reactores tiende a parecerse más a uno de flujo completamente mezclado, así, cuanto más asimétrica sea la distribución, menos similar será a un reactor de flujo en pistón (Levenspiel, 1998).

En la figuras 5.1a y 5.1b, se puede observar que el reactor aerobio se comporta como un reactor completamente mezclado, mientras que, en el reactor anaerobio, existe una combinación visible de efectos de un reactor completamente mezclado y un reactor a flujo

Tabla 5.1: Datos de la prueba de trazadores, para el reactor aerobio.

Tiempo (minutos)	Concentración (ppb)
0	0
3	190
5	219.3
8	239.4
12	246.1
17	246
27	250.7
34	245.3
42	248.9
57	245.8
122	231.9
152	225.8
192	221
242	207
302	212.5
382	176.1
442	163.7
502	158.4
562	148.6
622	130.7
702	105.5
772	85.69
832	82.59
892	74.13
952	66.54
1012	59.7
1072	53.6
1132	48.1
1192	43.2
1252	38.8
1282	34.13
1477	28.22

pistón, tal como se comprobará numéricamente.

En la figura 5.2, se muestra un esquema conceptual, en el cual se explica a qué tipo de reactor corresponde cada zona de esta curva, de acuerdo a los tiempos de residencia del trazador y a las concentraciones para esos mismos tiempos.

Tabla 5.2: Datos de la prueba de trazadores, para el reactor anaerobio.

Tiempo (minutos)	Concentración (ppb)
0	0
40	20.2
80	60.72
120	137.1
180	209.3
240	247
300	215.7
370	181.8
420	177.5
480	132
540	140.9
600	121.7
650	108
720	107
770	108.4
820	107.8
880	107.7
940	100.2
1000	90.1
1060	93.5
1120	69
1180	63
1240	53.3
1300	47.6
1360	42.5
1420	37.9
1480	34
1540	30.2
1630	26.84
1690	18.8
1720	12.1

Los parámetros de la figura 5.2 se describen en la tabla 5.3

En la tabla 5.4, se presentan los valores de los parámetros obtenidos para ambos reactores.

A continuación, se establece una serie de relaciones cualitativas que permiten establecer la presencia de cortos circuitos, zonas muertas, zonas de retención, procesos de difusión,

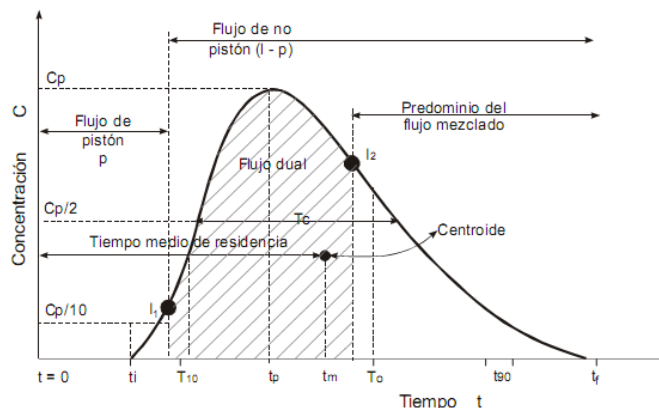


Figura 5.2: Esquema conceptual de los tiempos de residencia en la distribución de los tipos de reactores (Tomado de Pérez, 1991)

Tabla 5.3: Principales parámetros a tener en cuenta en una curva de concentración vs. tiempo.

Parámetro	Descripción
t_i	Tiempo inicial desde que se aplica el trazador hasta que este aparece en el efluente
t_{10}	Tiempo correspondiente al paso del 10 % de la cantidad total de trazador
t_p	Tiempo modal, corresponde al tiempo para el cual se presenta la máxima concentración en el reactor
t_m	Tiempo mediano, corresponde al paso del 50 % del trazador
t_0	Tiempo teórico de retención
t_{90}	Tiempo correspondiente al paso del 90 % del trazador
t_f	Tiempo que transcurre hasta que atraviesa la totalidad del trazador
t_c	Tiempo para el cual la concentración es mayor que $C_p/2$
C_0	Concentración inicial
C_p	Concentración máxima

a su vez, permiten determinar a qué tipo de reactor se asimila el reactor en estudio, entre otros (Pérez, 1992).

- a) t_i/t_0 : Mide los cortocircuitos grandes. Es igual a 1, para flujo pistón, y a 0, para flujo mezclado. Valores mayores que 0.3 indican la presencia de cortocircuitos. Para el caso del reactor aerobio, el valor encontrado fue de 0.002 y para el caso del reactor anaerobio fue de 0.04. Estos valores, que son muy próximos a cero, muestran dos situaciones: la primera de ellas es que hay un predominio del modelo de flujo

Tabla 5.4: Valores de los principales parámetros encontrados para ambos reactores (las unidades de tiempo son horas, y las unidades de concentración son ppb)

Parámetro	Reactor Aerobio	Reactor Anaerobio
t_i	0.05	0.67
t_{10}	0.0066	0.67
t_p	0.45	4
t_m	8.39	10.68
t_0	24	18
t_c	10.32	7.68
C_p	250.7	247

completamente mezclado, y la segunda es que no hay indicadores de presencia de cortos circuitos fuertes en ambos reactores.

- b) t_m/t_0 : Si esta relación es menor que la unidad, existen cortocircuitos hidráulicos, mientras que si es mayor que la unidad, hay dos posibilidades: la primera de ellas es que haya errores de medición, y la segunda es que en el reactor haya presencia de espacios muertos, es decir zonas donde el fluido se queda estancado, para, luego, salir lentamente. Esto hace que la rama descendente de la curva se presente alargada, por lo cual el centroide del área bajo la curva de concentración se desplaza hacia la derecha, aumentando el valor del parámetro t_m . Para mayor claridad, el lector debe observar la figura 5.2. Para el caso del reactor aerobio, el valor de este parámetro es de 0.35, mientras que para el reactor anaerobio es de 0.59, lo cual indica que en ambos reactores hay presencia débil de cortos circuitos.
- c) t_p/t_0 : Indica la relación de flujo de pistón y de flujo completamente mezclado. Cuando esta relación es igual a 1, existe únicamente flujo en pistón, mientras que si es 0 existe presencia de flujo completamente mezclado. A su vez, cuando esta relación se aproxima a 1 y la relación t_i/t_0 es mayor que 0.5, se puede concluir que existe predominio de flujo en pistón, y cuando se aproxima a cero, existe predominio del flujo mezclado. Para el caso del reactor aerobio, esta relación presenta un valor de 0.019, lo que confirma, una vez más, el predominio de flujo completamente mezclado en este reactor. Para el sistema anaerobio el valor encontrado fue de 0.22, lo que confirma nuevamente un predominio de flujo completamente mezclado, con algunos efectos de flujo en pistón.
- d) t_c/t_0 : Este parámetro está relacionado, en general, con el fenómeno de difusión. Para flujo completamente mezclado es del orden de 0.7. Para el reactor aerobio, se encontró un valor de 0.43, y para el reactor anaerobio, se encontró un valor de 0.47.

5.3.2. Curvas $E(t)$, $F(t)$ y $1 - F(t)$

Con los parámetros encontrados en el numeral anterior y con los datos experimentales es posible obtener las curvas $E(t)$, $F(t)$ y $1 - F(t)$ y sus respectivas funciones adimensionales, tal como se explica a continuación.

1) Curva E

Físicamente, esta curva muestra la distribución de edades del fluido que sale de un recipiente. Esto, según Levenspiel (1998), se debe a que los elementos de fluido toman caminos diferentes a lo largo del reactor. Esta curva es también conocida como distribución del tiempo de residencia del fluido (RTD, por sus iniciales en inglés). El área bajo la curva de esta función es igual a la unidad, tal como lo muestra ecuación 5.1 (Levenspiel, 1998).

$$\int_0^{\infty} E(t)dt = 1 \quad (5.1)$$

Para encontrar la curva $E(t)$, simplemente se efectúa un proceso de normalización sobre la curva $C(t)$, para ello, se divide cada valor experimental de $C(t)$, por el área total bajo la curva de $C(t)$, así la curva $E(t)$ se obtiene mediante la ecuación 5.2.

$$E(t) = \frac{C(t)}{Q} \quad (5.2)$$

donde Q , es obtenido mediante la ecuación 5.3:

$$Q = \int_0^{\infty} C(t)dt \quad (5.3)$$

Dado que no se tienen datos continuos (como lo exigen las ecuaciones 5.1 y 5.3), se debe hacer una aproximación discreta de dichas integrales, por lo cual, la curva E se calcula como lo muestra la ecuación 5.4 (Levenspiel, 1998).

$$E_i = \frac{C_i}{\sum_{i=1}^{n-1} \frac{(C_i + C_{i+1})\Delta t_i}{2}} \quad (5.4)$$

Dimensionalmente las unidades de $E(t)$ son $[T^{-1}]$. En las figuras 5.3a y 5.3b, se muestran las curvas de RTD obtenidas para ambos reactores.

Las curvas E y C se encuentran relacionadas, dado que la RTD , para cualquier porción de fluido que entra al recipiente, es la misma que sale, esto dado que se supone que el

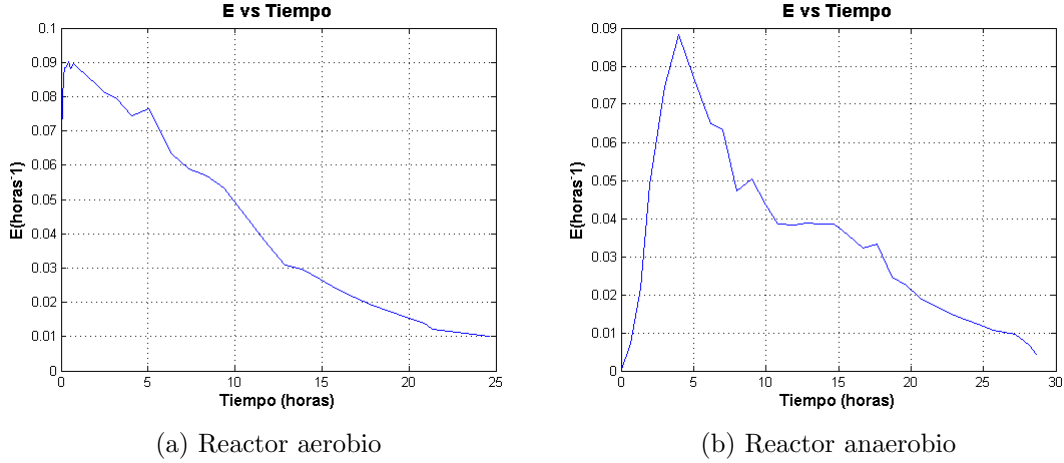


Figura 5.3: Curva *RTD*, para ambos reactores

flujo es estacionario. Este proceso se hace, pues, en adelante, es más simple realizar los cálculos sobre una curva adimensional, que sobre la curva de concentraciones.

La figura 5.3a, muestra que en la salida del reactor aerobio hay un aumento en la concentración de trazador, lo cual se puede deber a recirculaciones de fluido dentro del reactor, o a errores de medición. Para el reactor anaerobio (ver figura 5.3b), se observa una zona comprendida entre las 11 y las 15 horas de iniciada la corrida experimental (es el período comprendido entre las 7 pm y las 12 pm) donde la concentración es constante. En este caso es importante aclarar que la prueba inició a las 6 de la mañana, teniéndose una duración total de más de 24 horas, y que el reactor se encuentra en un sitio abierto, por lo cual está expuesto al clima. Teniendo en cuenta que en la ciudad se presentan gradientes térmicos fuertes entre el día y la noche, es posible que se hayan generado corrientes térmicas en el reactor, alcanzándose una condición temporal de equilibrio, una vez alcanzada una temperatura más o menos uniforme en el reactor, la curva inició nuevamente su tendencia descendente. Esto debe ser probado con experimentos del mismo tipo, iniciando a diferentes horas.

El parámetro t_m que se describe en la tabla 5.3, y cuyos valores para ambos reactores se presentan en la tabla 5.4, se encuentra mediante la ecuación 5.5 (Levenspiel, 1998).

$$t_m \cong \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (5.5)$$

De este modo, ya es posible normalizar el tiempo, como se muestra en la ecuación 5.6

$$\theta_i = \frac{t_i}{t_m} \quad (5.6)$$

La varianza, se puede calcular como lo muestra la ecuación 5.7:

$$\sigma^2 = \frac{\sum (t_i - t_m)^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (5.7)$$

El valor de la varianza encontrado para el reactor aerobio es de 38 *horas*², mientras que la del reactor anaerobio es de 46.12 *horas*².

La varianza normalizada se calcula por medio de la ecuación 5.8.

$$\sigma_\theta = \frac{\sigma^2}{t_m^2} \quad (5.8)$$

Para el reactor aerobio, se obtuvo un valor de 0.54, mientras que para el reactor anaerobio se encontró un valor de 0.40

2) Curva *F*

La curva *F*, se usa para describir la concentración, en forma acumulada, de una sustancia a la salida del reactor, en función de su concentración inicial. Esta función varía entre cero y uno. El procedimiento para encontrar esta curva se encuentra bien ilustrado en Levenspiel (1998). Físicamente, esta curva representa un aumento de la concentración de trazador en la corriente de salida del reactor. Así, para cualquier instante *t* > 0, el trazador de la corriente de salida tiene una edad inferior a *t*. En las figuras 5.4a y 5.4b, se muestran las curvas *F* para ambos reactores.

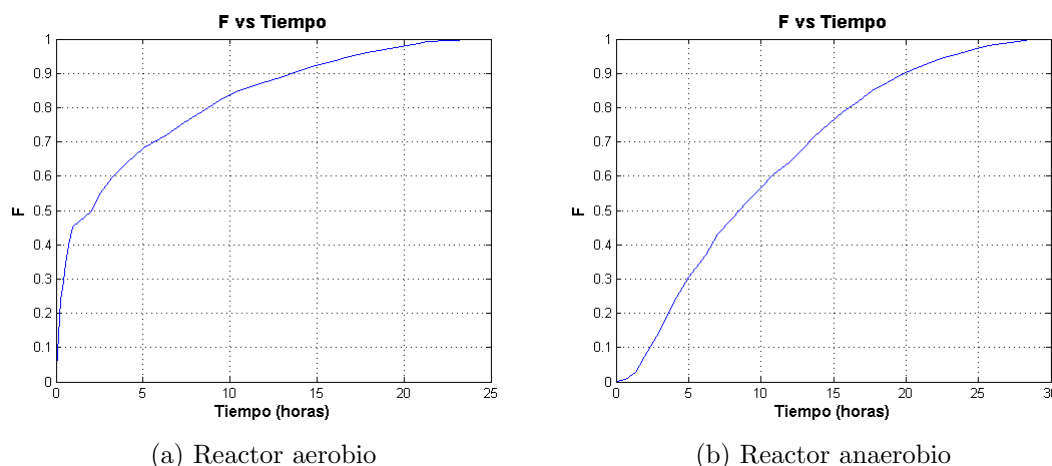


Figura 5.4: Curva *F*, para ambos reactores

En la figura 5.4a, se puede apreciar que, para el caso del reactor aerobio, se alcanza un valor de 45%, antes de la primera hora de iniciada la prueba; después, la curva se hace más suave, lo cual quiere decir que el reactor, para ese período de tiempo, alcanza un estado de equilibrio. El aumento abrupto en la concentración de trazador corrobora de nuevo que este reactor se comporta como un reactor de flujo en mezcla completa.

En la figura 5.4b, se puede observar que, para el caso del reactor anaerobio, en la primera hora del experimento, la curva es cóncava hacia arriba, y después de ésta es cóncava hacia abajo, la cual, además, es una curva suave, sin aumentos ni descensos bruscos; esto hace suponer que el reactor se comporta como una combinación de reactores en flujo pistón y de flujo en mezcla completa.

En las figuras 5.5a y 5.5b, se muestran las curvas $1 - F$, para ambos reactores, las cuales, al ser llevadas al campo de los logaritmos, permiten encontrar los parámetros del modelo simplificado de Wolf-Resnick (1963), modelo que a su vez, permite identificar con cierta claridad el porcentaje de zonas muertas y cortos circuitos, y además, permite cuantificar qué porcentaje del reactor se comporta como flujo en pistón, y qué porcentaje lo hace como flujo en mezcla completa.

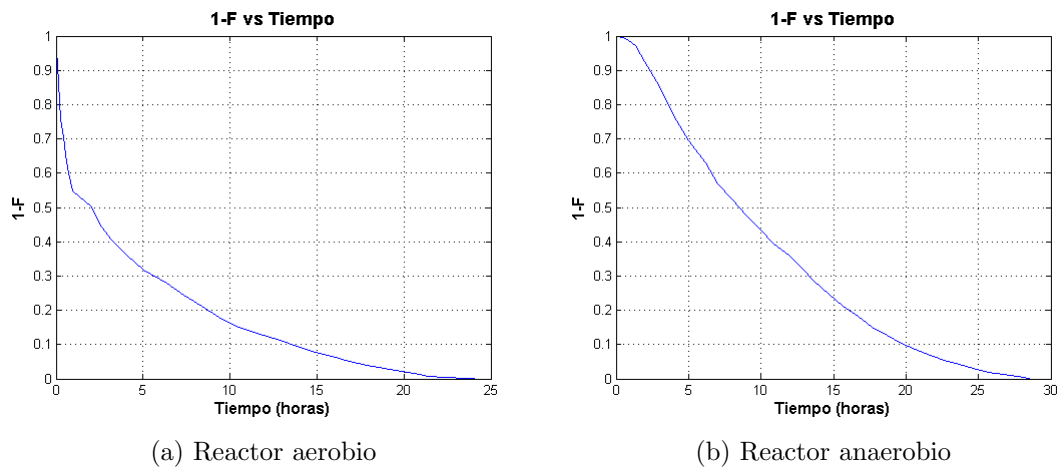


Figura 5.5: Curva $1 - F$, para ambos reactores

5.3.3. Modelos para flujo no ideal

Hasta ahora, se ha supuesto que tanto el reactor aerobio como el reactor anaerobio se componen de la combinación de efectos lineales, tanto de reactores en flujo a pistón, como de reactores en mezcla completa. Con los parámetros calculados anteriormente, ya es posible hacer una descripción sobre el comportamiento hidráulico de estos componentes, a través de otros modelos. En este trabajo se estudiaron tres de ellos: a) Modelo de dispersión, b) modelo de Wolf- Resnick (1963), y c) Modelo de tanques en serie. A continuación, se hace una descripción detallada de cada uno de ellos, mostrándose, a su vez, los resultados obtenidos para cada caso.

1) Modelo de dispersión

El modelo de dispersión supone que dentro del reactor no existen zonas muertas o cortos circuitos.

Dado que el proceso de mezcla implica redistribución de la materia, por deslizamiento o formación de remolinos, se puede considerar, entonces, que dichas perturbaciones son de naturaleza estadística, tal como ocurre con la difusión molecular. Este proceso físico en una dirección determinada, se rige por la Ley de Fick (Levenspiel, 1998), la cual es descrita por la ecuación 5.9.

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \xi \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (5.9)$$

donde ξ es el coeficiente de difusión molecular.

De modo similar, se puede asumir que todas las contribuciones a la retromezcla del fluido que circula en la dirección x , se pueden describir por una ecuación similar, tal como lo muestra la ecuación 5.10.

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (5.10)$$

donde D es el coeficiente de dispersión longitudinal o axial, el cual caracteriza el grado de retromezcla durante el flujo.

La ecuación diferencial básica que representa este modelo de dispersión, se puede trabajar en forma adimensional, haciendo $z = x/L$, $\theta = t/t_m = tu/L$, donde L es una longitud representativa del reactor. Así, la ecuación de dispersión queda como se muestra en la ecuación 5.11 (Levenspiel, 1998).

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \left(\frac{D}{uL} \right) \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z} \quad (5.11)$$

donde D/uL es un parámetro adimensional denominado módulo de dispersión del recipiente, el cual mide el grado de dispersión axial. Si este parámetro tiende a cero, el flujo tiende a ser un flujo en pistón, y si es grande, tiende, entonces, a un flujo en mezcla completa.

Cuando la curva de concentraciones contra tiempo es muy asimétrica, se puede pensar en que en el reactor la dispersión es grande, por ello, el módulo de dispersión para cada reactor se debe calcular usando la ecuación 5.12 (Levenspiel, 1998).

$$\sigma_{\theta}^2 = 2 \frac{D}{uL} - 2 \left(\frac{D}{uL} \right)^2 (1 - e^{-uL/D}) \quad (5.12)$$

La ecuación 5.12 pertenece a un grupo especial de ecuaciones, conocidas como ecuaciones trascendentes, que sólo se pueden resolver haciendo uso de métodos numéricos para solución de ecuaciones, tales como el de Newton Raphson. Los detalles de estos métodos se pueden consultar en Chapra y Canale (2006). Al resolver la ecuación para ambos reactores, se encontró que, para el sistema aerobio, el valor del módulo de dispersión es de

0.45, mientras que para el reactor anaerobio es de 0.2765. Estos valores del módulo de dispersión son altos (Levenspiel, 1998; Swaine y Daugulis, 1989).

Una vez determinados todos los parámetros, es posible construir la curva analíticamente, tal como se muestra en Levenspiel (1998), para ser comparada con la curva $E(\theta)$ experimental. La curva analítica se construye usando la ecuación 5.13.

$$E(\theta) = \frac{1}{2\sqrt{\pi\theta(D/uL)}} \exp\left(-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta(D/uL)}\right) \quad (5.13)$$

La curva experimental se obtiene de multiplicar la curva $E(\theta)$ por el parámetro θ . En las figuras 5.6a y 5.6b, se muestran las curvas según el modelo de dispersión y la curva experimental para ambos reactores.

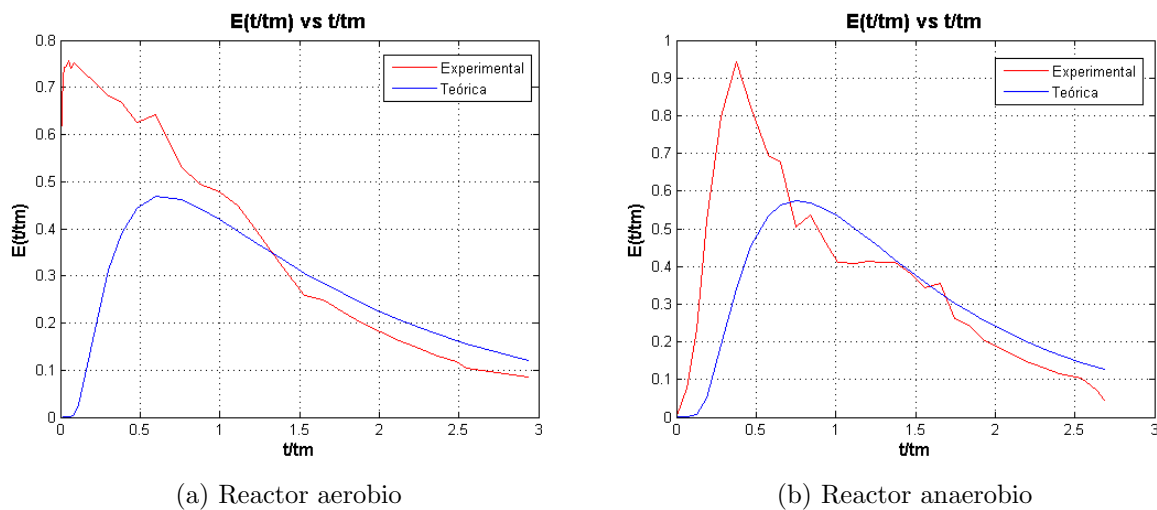


Figura 5.6: Curva experimental y teórica, según el modelo de dispersión, para ambos reactores.

En las figuras 5.6a y 5.6b, se observa que la curva para el modelo de dispersión se ajusta mejor al reactor anaerobio, ello es debido a que el modelo funciona relativamente bien en reactores con alto porcentaje de funcionamiento en flujo pistón. El modelo representa mejor el comportamiento de ambos reactores, en la zona de mezcla completa (obsérvese la figura 5.2) que en la zona de flujo pistón, que, para el caso del reactor aerobio, es prácticamente inexistente.

2) Modelo de tanques en serie

Además del modelo de dispersión, el modelo de tanques en serie es otro modelo de un parámetro de aplicación muy extendida para representar el flujo no ideal. En este modelo, se supone que el reactor puede representarse por varios tanques de mezcla completa ideal del mismo tamaño en serie, y el único parámetro es el número de tanques. Dicho número se obtiene para cada reactor, según la 5.14 (Levenspiel, 1998)

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N} \tag{5.14}$$

donde N es el número de tanques en serie, que, para ambos reactores, es de 2.

La Curva $E(\theta)$, para el modelo de tanques, se puede obtener usando la ecuación 5.15 (Levenspiel, 1998)

$$E(\theta) = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta} \tag{5.15}$$

En las figuras 5.7a y 5.7b, se puede observar que, en ambos casos, el modelo de tanques en serie es más parecido a la curva experimental que en el caso del modelo de dispersión. Nuevamente, se observa que, para el reactor anaerobio, el modelo se ajusta mejor que en el caso del reactor aerobio. Físicamente, el modelo muestra que entre más tanques lo compongan, más será la tendencia del mismo a simular un flujo en pistón; por ello, es mejor la representación que el modelo hace del reactor anaerobio, que del reactor aerobio, pues este último, como se probará más adelante, funciona casi en su totalidad como un reactor de flujo a mezcla completa.

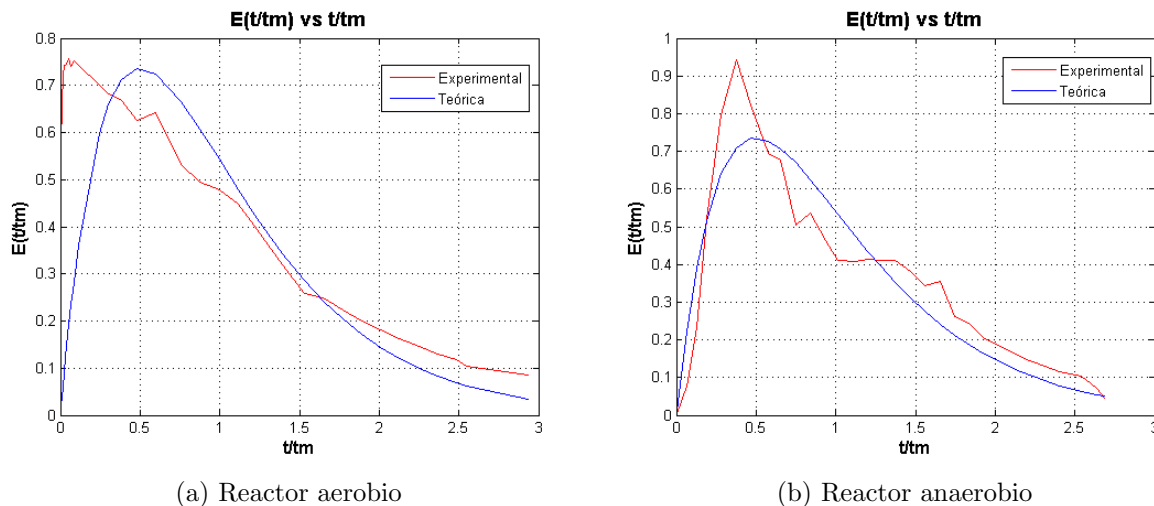


Figura 5.7: Curva experimental y teórica, según el modelo de tanques en serie, para ambos reactores.

3) Modelo de Wolf-Resnick (1963).

Este modelo matemático permite cuantificar el porcentaje de flujo pistón (P), mezcla completa (M) y zonas muertas (m), que se presentan en la operación normal de un reactor. Dicho modelo se representa por la ecuación 5.16.

$$F(t) = 1 - \exp\left(-\frac{1}{(1-p)(1-m)} \left[\frac{t}{t_0} - p(1-m)\right]\right) \tag{5.16}$$

donde $(1 - p)$, representa el porcentaje de flujo no pistón, que se presenta en el reactor.

Para encontrar los parámetros antes mencionados, se debe construir la gráfica de $1 - F$ en escala semilogarítmica y en función del tiempo adimensional (t/t_0) . Luego se traza una recta tangente en el punto donde la línea comienza a volverse vertical. Se llamará α al ángulo comprendido entre la recta tangente y la horizontal, y θ al intercepto de la recta con el eje de las abscisas, obteniéndose las ecuaciones 5.17 y 5.18 (Pérez, 1992).

$$p = \frac{\theta \tan(\alpha)}{0,435 + \theta \tan(\alpha)} \tag{5.17}$$

$$\theta = p(1 - m) \tag{5.18}$$

En las figuras 5.8 y 5.9, se pueden apreciar las curvas de $1-F$, con sus respectivas rectas, en escala semilogarítmica, para ambos reactores.

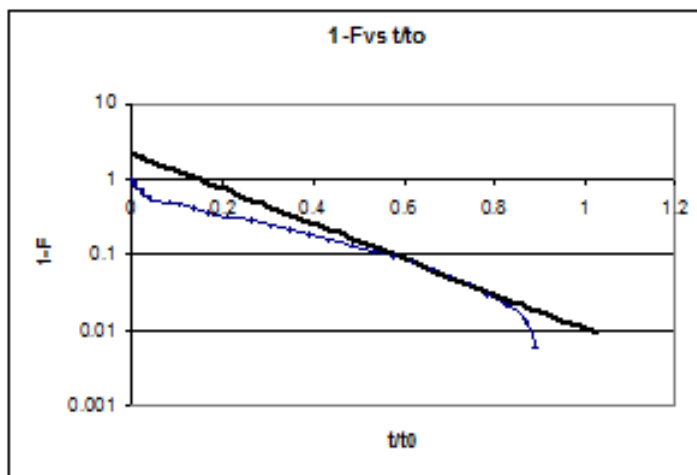


Figura 5.8: Curva semilogarítmica de $1-F$, para el reactor aerobio.

Los resultados muestran que, para el caso del reactor aerobio, éste funciona en un 97 % como un reactor de mezcla completa, y en un 3 % como un reactor de flujo en pistón, por lo cual, se puede asumir que este reactor en realidad funciona como un reactor de mezcla completa, y por ende las concentraciones de sustancias en todo el reactor son homogéneas; además, el modelo muestra que no hay zonas muertas, lo cual puede ser explicado por la presencia del difusor de aire, que hace que el fluido se esté mezclando continuamente, creando una turbulencia en todo el sistema, que, a su vez, es la causante de dicha mezcla.

Para el caso del reactor anaerobio, se encontró que este funciona, en un 60 % como un reactor con flujo en mezcla completa, y, en un 40 %, como un reactor de flujo en pistón. Además, según el modelo presenta un 60 % de zonas muertas, ello se debe posiblemente a la forma del reactor, lo cual sugiere que las terminaciones en punta deben ser redondeadas. Además, como se muestra en la figura 5.1b, hay una zona temporal de aproximadamente

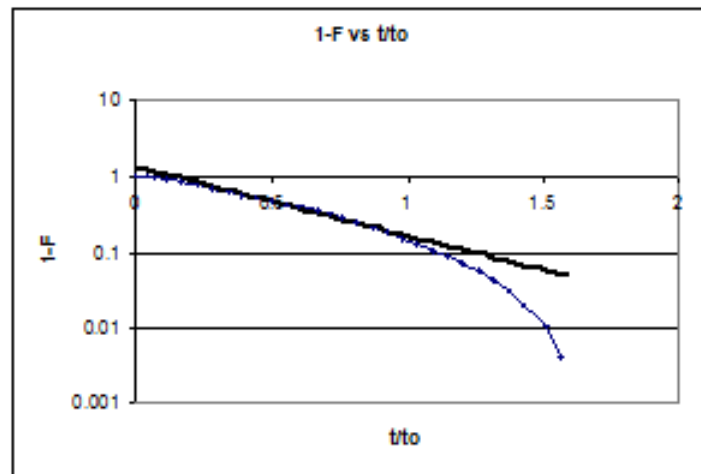


Figura 5.9: Curva semilogarítmica de 1-F, para el reactor anaerobio.

5 horas en la cual las concentraciones de la muestra se mantuvieron constantes, lo cual puede estar influyendo en los resultados de las pruebas, pues los dos primeros momentos de la distribución (media y varianza) pudieron verse afectados; ello sugiere que, para este reactor, las condiciones de temperatura, durante su operación, deben ser controladas y mantenerse aproximadamente constantes, pues, en caso contrario, se pueden presentar fallas en la operación.

CAPÍTULO 6

MECANISMOS DE TRANSPORTE EN LOS REACTORES

6.1. INTRODUCCIÓN

En este capítulo, se estudiaron los mecanismos de transporte en los reactores aerobio y anaerobio. El primero de ellos, como se presentó en el capítulo 5, funciona como un reactor completamente mezclado (CSTR, por sus iniciales en inglés). Entre tanto, para el reactor anaerobio, el estudio de trazadores determinó que éste se comporta como un reactor de flujo mixto. Se muestran sólo los mecanismos de transporte en el reactor anaerobio, en el cual, la concentración de cualquier sustancia varía en la vertical del reactor, mientras que en el reactor aerobio, por su funcionamiento la concentración a la salida es la misma que hay dentro del reactor.

6.2. MECANISMOS DE TRANSPORTE

Hay numerosos mecanismos que generan el transporte de materia en el agua, tales como la gravedad, la energía del viento, gradientes de temperatura, corrientes de densidad, etc. A continuación, se describen los mecanismos de advección y difusión.

6.2.1. Advección y difusión

La advección es el resultado de un flujo que es unidireccional y no cambia las características de la sustancia que está siendo transportada. Es decir, lo único que hace la advección, es mover la materia de un lugar a otro en el espacio, sin que haya alteración de sus características internas (Chapra, 1997).

La difusión es el movimiento de la masa debido a movimientos aleatorios del

agua o a mezclas. A escala microscópica, la difusión es el resultado del movimiento browniano de las partículas de agua. En general, la difusión se presenta como una tendencia a reducir los gradientes de densidad que se dan cuando una sustancia está presente en un fluido. Así, la sustancia en cuestión se moverá de zonas de más alta densidad, hacia las de más baja densidad, hasta alcanzar el equilibrio.

La descomposición del movimiento de la masa en estas dos formas idealizadas de movimiento depende de la escala, tanto espacial como temporal, de los fenómenos que se estén modelando.

El transporte difusivo es proporcional a la diferencia de concentración entre diferentes puntos. Este gradiente de concentraciones, tiene una fuerte influencia sobre la magnitud y la dirección del transporte.

6.2.2. Otros mecanismos de transporte

Se han identificado otros mecanismos de transporte de masa en un medio fluido, los cuales se explicarán brevemente a continuación:

1) Difusión turbulenta

La difusión turbulenta, es aquel proceso de difusión, en el cual hay una amplia variedad de tamaños en los gradientes de densidad, lo que causa que el proceso de difusión no se da en una sola dirección, sino en múltiples direcciones, por lo cual se espera que este proceso sea altamente dependiente de la escala.

2) Dispersión

La dispersión, es aquel proceso de transporte que se da, como resultado de diferencias de velocidades en diferentes puntos de un fluido, por ejemplo en un flujo en una tubería, las partículas que están más cercanas a las paredes de la misma se moverán más lento que las que se encuentran hacia el centro de la misma.

3) Conducción - convección

Estos dos procesos se originan por procesos de transferencia de calor y por flujos aerodinámicos, y son aproximadamente análogos a la difusión y la advección.

La conducción se refiere, entonces, a la transferencia de calor debido a la actividad molecular, de una sustancia a otra, o dentro de la misma sustancia. Dado que la conducción es un proceso parecido a la difusión, muchos autores usan indistintamente los dos términos, entendiéndose en muchos casos, la conducción como difusión turbulenta (Chapra, 1997).

La convección es el movimiento en un fluido, que resulta en transporte y mezcla de las propiedades del fluido. Hay dos formas de convección: 1) convección libre, y 2) convección forzada. La primera de ellas se da en la atmósfera y consiste en movimientos verticales debido a la boyancia de flujos que han sido calentados previamente. La convección forzada se debe a fuerzas externas al fluido, como, por ejemplo, el movimiento de masas calientes debidas al viento; por ello, la convección forzada es semejante a la advección.

6.3. PRIMERA LEY DE FICK

La primera Ley de Fick caracteriza el proceso de difusión y se explica matemáticamente, mediante la ecuación 6.1.

$$J_x = -D \frac{dc}{dx} \quad (6.1)$$

donde J_x es el flujo de masa en dirección x ($ML^{-2}T^{-1}$); D es conocido como coeficiente de difusión (L^2T^{-1}); c es la concentración, y x es la distancia entre puntos .

Físicamente, el modelo establece que el flujo de masa es proporcional al gradiente de concentración; el signo negativo está incluido en la ecuación para asegurar que el flujo se de en la dirección correcta, es decir en la dirección de máximo decrecimiento. El coeficiente de difusión, D , es un parámetro usado para cuantificar la tasa de difusión del proceso. Más adelante se ilustrará la segunda ley de Fick, que servirá para describir los procesos de transporte en el reactor anaerobio.

6.4. REACTORES IDEALES

A continuación, se muestran dos tipos de reactores ideales.

6.4.1. Reactor de flujo en pistón

En este tipo de reactores, el proceso de transporte dominante es la advección. Esto significa que una masa, al ser introducida en este tipo de reactor, pasa a través del mismo sin que se disperse, es decir la masa sale del reactor en la misma secuencia en la que entró a éste.

El transporte de una sustancia en este tipo de reactores se modela mediante la ecuación 6.2 (Chapra, 1997).

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -U \frac{\partial c}{\partial x} - kc \quad (6.2)$$

donde U es la velocidad media de flujo a través del reactor, c es la concentración de la sustancia estudiada en cualquier instante de tiempo, y k es la constante de decaimiento para una reacción cinética de primer orden

Físicamente, la ecuación 6.2 describe cómo varía la concentración de determinada sustancia en un flujo a través de un reactor de flujo pistón, a lo largo de su eje y en el tiempo.

6.4.2. Reactores de flujo mixto

En este tipo de reactores, tanto la advección como la difusión - dispersión son importantes. Los mecanismos de transporte, en este caso, son descritos por la ecuación 6.3 (Chapra, 1997).

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -U \frac{\partial c}{\partial x} + E \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} - kc \quad (6.3)$$

donde E , es el coeficiente de dispersión.

Los resultados del capítulo 5 muestran que el reactor anaerobio se comporta de esta forma; por tanto, se modelará el transporte de una sustancia en este reactor usando la ecuación 6.3

6.4.3. Determinación de U y E mediante pruebas con trazadores

El tiempo de viaje en un fluido, usando trazadores, se puede determinar usando la ecuación 6.4.

$$\bar{t} = \frac{\sum_{i=0}^{n-1} (c_i t_i + c_{i+1} t_{i+1})(t_{i+1} - t_i)}{\sum_{i=0}^{n-1} (c_i + c_{i+1})(t_{i+1} - t_i)} \quad (6.4)$$

La varianza temporal del proceso se calcula usando la ecuación 6.5.

$$s_t^2 = \frac{\sum_{i=0}^{n-1} (c_i t_i^2 + c_{i+1} t_{i+1}^2)(t_{i+1} - t_i)}{\sum_{i=0}^{n-1} (c_i + c_{i+1})(t_{i+1} - t_i)} - (\bar{t})^2 \quad (6.5)$$

En las ecuaciones 6.4 y 6.5, c_i , es la concentración de trazador, en el tiempo i .

Si se tienen dos puntos de medición, entonces, es posible determinar la velocidad media usando la ecuación 6.6.

$$U = \frac{x_2 - x_1}{\bar{t}_2 - \bar{t}_1} \quad (6.6)$$

En la ecuación 6.6, el sub índice 2 denota el último punto por el cual pasa el trazador, mientras que el sub índice 1 denota el primer punto por el que pasa el trazador.

Finalmente el coeficiente de dispersión se puede calcular usando la ecuación 6.7.

$$E = \frac{U^2 (s_{t2}^2 - s_{t1}^2)}{2 (\bar{t}_2 - \bar{t}_1)} \quad (6.7)$$

Las ecuaciones 6.4 a 6.7 fueron tomadas de Chapra (1997).

En el caso del reactor anaerobio, se toman como puntos de medición: 1) la zona de entrada, a cual se encuentra en el fondo del reactor, y el punto de salida del mismo. En el punto de entrada no fue posible medir las concentraciones de trazador, que como se dijo en el capítulo 5, es rodamina WT, pero en este punto se puede suponer que la cantidad de rodamina en cualquier instante de tiempo es la misma que se encuentra en la zona de entrada localizada entre el reactor aerobio y el reactor anaerobio. Para ello, se utiliza la ecuación 6.8 (Aristizábal et al., 2000).

$$Q(t) = Q_0 \exp\left(\frac{q}{V}t\right) \quad (6.8)$$

donde $Q(t)$ es la cantidad de rodamina en unidades de masa, en cualquier instante de tiempo, a la salida de la zona de homogenización (entrada del reactor anaerobio), Q_0 el la cantidad inicial de rodamina en la zona de homogenización, q es el caudal de diseño de la planta de tratamiento, y V es el volumen de la zona de homegenización.

Al realizar los cálculos de tiempo medio y desviación del tiempo, a la entrada del reactor usando las ecuaciones 6.4 y 6.5, respectivamente, se obtienen valores muy próximos a 0, por lo cual se pueden despreciar de los cálculos.

Los parámetros obtenidos para el tanque anaerobio se resumen en la tabla 6.1.

Tabla 6.1: Parámetros de la ecuación de transporte para, el reactor anaerobio.

Parámetro	Valor	Unidades
\bar{t}_2	10.56	horas
s_t^2	45.32	horas ²
U	0.071	m/hora
E	0.011	m ² /hora

6.5. SOLUCIÓN DE LA ECUACIÓN 6.3 Y CASO DE APLICACIÓN EN EL REACTOR ANAEROBIO

La ecuación 6.3 tiene solución analítica, y ésta es como lo muestra la ecuación 6.9.

$$c(x, t) = \frac{c_0}{2} \left[e^{\frac{Ux}{2E}(1-\Gamma)} \operatorname{erfc} \left(\frac{x - Ut\Gamma}{2\sqrt{Et}} \right) + e^{\frac{Ux}{2E}(1+\Gamma)} \operatorname{erfc} \left(\frac{x + Ut\Gamma}{2\sqrt{Et}} \right) \right] \quad (6.9)$$

donde Γ se encuentra con la ecuación 6.10.

$$\Gamma = \sqrt{1 + 4\eta} \quad (6.10)$$

y η se encuentra con la ecuación 6.11.

$$\eta = \frac{kE}{U^2} \quad (6.11)$$

las condiciones iniciales y de frontera usadas, para resolver esta ecuación, son las siguientes:

$$c(0, t) = c_0 \quad (6.12)$$

$$c_x(L, t) = 0 \quad (6.13)$$

$$c(x, 0) = c_0 \quad (6.14)$$

donde c_0 es la concentración al inicio del proceso.

La expresión 6.12 corresponde a una condición de Dirichlet, por lo tanto, está prescrita sobre la función como tal, mientras que la expresión 6.13 corresponde a una condición de Newman, pues está prescrita sobre la derivada de la función. Así, éste problema de valores iniciales y de frontera corresponde a un problema mixto (Kreysig, 2006)

Quintero (2007), encontró que, para que este reactor funcionara adecuadamente, era necesario agregar $2,31g/(lhora)$ de metanol, a la vez sugiere que éste se degrada a una tasa, k , de $0,25hora^{-1}$.

Los resultados de las simulaciones para diferentes tiempos se muestran en la figura 6.1

De las figuras 6.1a y 6.1b, se tendería a pensar que, al final del reactor, se podría dar una acumulación de metanol en el tiempo. Ello no ocurre, pues el sistema al final

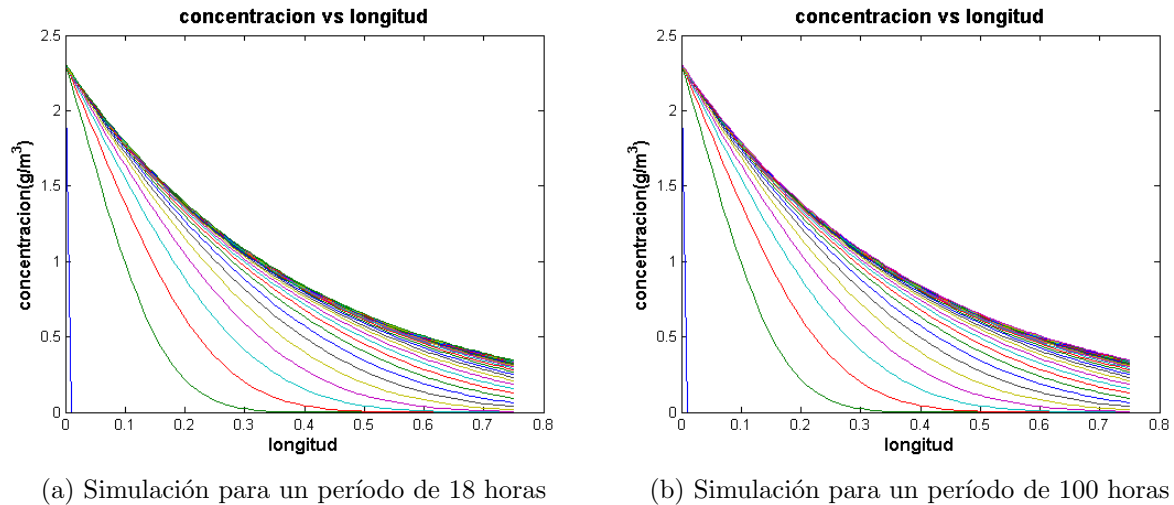


Figura 6.1: Curvas de concentración vs. longitud del reactor para diferentes períodos de simulación. En la figura a) se muestran las curvas para un período total de simulación de 18 horas, en la figura b) se muestran las curvas para un período de simulación de 100 horas

del reactor alcanza un estado de equilibrio, en el cual la concentración de metanol es constante y es de $0,35g/m^3$, lo cual quiere decir que la eficiencia del sistema es de 85%. Además, se puede observar que, a partir de la hora 9 aproximadamente, se alcanza el estado de saturación, lo cual puede ser explicado por la presencia de zonas muertas en el reactor, como se mostró en el capítulo 5. Esto muestra que se debe replantear el diseño de esta unidad, ya sea reduciendo su volumen, para que, de esta forma no, se desperdicie metanol, o rediseñando geoméricamente este reactor, para que el tiempo de retención real se aproxime al tiempo de retención teórico y los procesos biológicos que allí se den, se aproximen a los calculados durante el diseño.

En la tabla 6.2 y en la figura 6.2 se puede observar cómo la concentración de metanol para períodos de simulación comprendidos entre 18 horas y 100 horas, se mantiene constante al final del reactor, lo cual confirma que, en la zona de salida, no se está dando acumulación de metanol en este componente. Esto a su vez sugiere que dicho reactor debe mantenerse alimentado con metanol, a una tasa de $0,35g/(m^3hora)$ y, de este modo, se asegura que los procesos biológicos que allí se deban realizar, se den de manera adecuada.

Tabla 6.2: Resultados de concentración de metanol, al final del reactor anaerobio, para diferentes períodos de simulación.

Tiempo (horas)	Concentración (g/m^3)
18	0.3453
24	0.3463
36	0.3464
100	0.3465
1000	0.3465

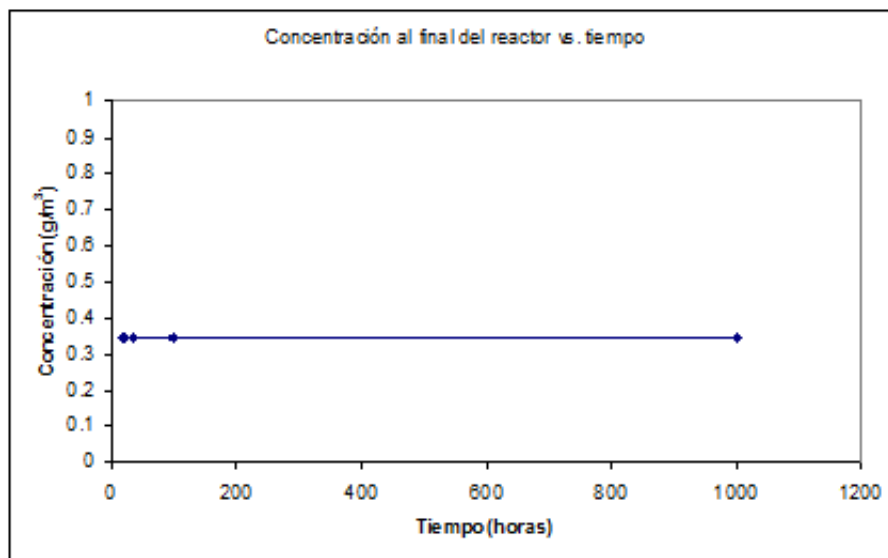


Figura 6.2: Resultados de concentración de metanol, al final del reactor anaerobio, para diferentes períodos de simulación.

CAPÍTULO 7

ESCALAMIENTO DE PROCESOS Y ANÁLISIS DIMENSIONAL

7.1. INTRODUCCIÓN

La utilización de parámetros adimensionales permite comprender, de manera más clara, toda una serie de fenómenos que se presentan en el flujo de fluidos. Los conceptos de análisis dimensional, sumados a una clara comprensión de la mecánica del flujo que se esté estudiando, hacen posible realizar una generalización de los datos que se obtengan experimentalmente. Esto trae consecuencias positivas, pues es posible describir un fenómeno en su totalidad, sin restringirse al experimento específico que se haya realizado. Esto permite realizar menor número de experimentos, con ahorros en los costos de los mismos, pues el tamaño de las instalaciones es más pequeño. De esta forma es posible mostrar los resultados de experimentos a la comunidad científica de manera más compacta, lo cual permitirá que se sigan haciendo avances en el área que se esté estudiando.

Muchos de los parámetros adimensionales se pueden ver como la razón de un par de fuerzas de fluidos, cuya magnitud relativa indica la importancia relativa de una de las fuerzas con respecto a las otras (Streeter y Wylie, 1988). Ello hace posible que, en determinados casos, se puedan desprestigiar algunas de las fuerzas, pues su efecto, comparado con el de otras, es muy pequeño. Esto implica que se pueden emplear procedimientos matemáticos y experimentales más simples para resolver determinado problema.

En este capítulo se presenta una breve descripción de los conceptos de similitud geométrica y dinámica, posteriormente se muestra cómo se debe hacer el escalamiento en unidades de sedimentación, puesto que los reactores aerobio y anaerobio se pueden escalar directamente con el caudal, dado que las velocidades que se manejan son demasiado pequeñas, haciendo que los números de Reynolds (R) y Froude (F) tiendan a cero.

7.2. SIMILITUD GEOMÉTRICA Y DINÁMICA

En el momento de obtener datos cuantitativos entre un modelo y un prototipo, se necesita que haya similitud dinámica entre ambos, lo cual requiere que se de similitud geométrica entre el modelo y el prototipo, y que la relación de presiones dinámicas en puntos homólogos sea constante (Streeter y Wylie, 1988). Para que se tenga una similitud dinámica, los números adimensionales de Mach, Reynolds, Weber y Froude, deben ser los mismos, tanto en el modelo como en el prototipo.

7.2.1. Escalamiento y análisis dimensional para medir la eficiencia de un sedimentador

La eficiencia de un tanque de sedimentación de placas dobles, como el de la figura 3.4 o uno circular, como el de la figura 3.5, se puede medir usando la ecuación 7.1.

$$E = \frac{c_e - c_s}{c_e} \quad (7.1)$$

donde E es la eficiencia del proceso de sedimentación, c_e es la concentración de las partículas a la entrada del sedimentador y c_s es la concentración de las partículas a la salida del sedimentador.

En la tabla 7.1, se muestran las variables más importantes en el funcionamiento de un tanque sedimentador de placas paralelas.

Inicialmente, se puede suponer que la eficiencia del sedimentador, E , es una función de las variables que se muestran en la tabla 7.1, tal como se puede observar en la ecuación 7.2.

$$E = f(l, V, A, \theta, e, \varepsilon, \rho_S, \rho_L, d_s, \nu, v_o, c_i, g) \quad (7.2)$$

En la ecuación 7.2, θ , es de por sí, un grupo adimensional. Por lo tanto, en dicha ecuación quedan 12 variables, y el sistema está representado por tres dimensiones (espacio, tiempo y masa). Al aplicar el teorema II de Buckingham (para mayor información sobre este teorema, el lector puede consultar Shames (1995)), se tendrá, entonces, que el sistema puede ser representado por 9 grupos adimensionales, que corresponden al total de variables, menos el número de dimensiones representativas del sistema. Se toman como variables repetitivas, e , ρ_S y v_o .

Teniendo en cuenta el grupo adimensional, θ , se tienen entonces, 10 grupos Π adimensionales, con los cuales se podría representar la eficiencia del proceso de sedimentación. Esto se describe matemáticamente, mediante la ecuación 7.3

Tabla 7.1: Variables consideradas en el análisis dimensional

Variable	Descripción	Unidades en el SI	Dimensiones
l	Longitud de las placas	m	L
V	Volumen del tanque	m^3	L^3
A	Area de las placas	m^2	L^2
θ	Angulo de inclinación de las placas		$M^0 L^0 T^0$
e	Distancia entre placas	m	L
ε	Rugosidad de las placas	m	L
ρ_S	Densidad de las partículas	kg/m^3	ML^{-3}
ρ_L	Densidad del fluido	kg/m^3	ML^{-3}
d_s	Diámetro medio de las partículas	m	L
ν	Viscosidad cinemática del fluido	m^2/s	$L^2 T^{-1}$
v_o	Velocidad de flujo	m/s	LT^{-1}
c_i	Concentración a la entrada del sedimentador	kg/m^3	ML^{-3}
g	Aceleración de la gravedad	m/s^2	LT^{-2}

$$E = f \left(\frac{l}{e}, \frac{A}{e^2}, \frac{V}{e^3}, \theta, \frac{\varepsilon}{e}, \frac{\rho_S}{\rho_L}, \frac{d}{e}, \frac{c_i}{\rho_S}, R, F \right) \quad (7.3)$$

La ecuación 7.3 se puede simplificar aun más, pues A y V , son funciones de l , obteniéndose la ecuación 7.4

$$E = f \left(\frac{l}{e}, \frac{\varepsilon}{e}, \frac{d_s}{e}, \theta, R, F \right) \quad (7.4)$$

Los primeros cuatro grupos adimensionales de la ecuación 7.4 describen adecuadamente la similitud geométrica del sistema, mientras que los números de Reynolds y Froude, R y F , respectivamente, describen dinámicamente el sistema. Luego, la eficiencia se puede medir geométrica y dinámicamente, con la ecuación 7.5 y la ecuación 7.6, respectivamente.

$$E = f_1 \left(\frac{l}{e}, \frac{\varepsilon}{e}, \frac{d_s}{e}, \theta \right) \quad (7.5)$$

$$E = f_2 (R, F) \quad (7.6)$$

Los números adimensionales contenidos en las ecuaciones 7.5 y 7.6 muestran que se

pueden hacer diseños de experimentos para estas unidades en dos etapas, en la primera de ellas, se deben realizar experimentos en los cuales se varíen las dimensiones de las placas, el ángulo de inclinación con respecto a la horizontal, las rugosidades de las placas, y el tamaño de las partículas a ser sedimentadas. Cada uno de estos experimentos, se debe hacer para diferentes separaciones entre placas y aun mismo régimen de caudales. Una vez hecha una serie de experimentos para diferentes tamaños de partículas de una gravedad específica dada y para diferentes longitudes de separación entre placas, se determina cuáles son el ángulo, la longitud, y rugosidad óptimos para el sedimentador.

La segunda fase del experimento tiene que ver con la similitud dinámica. En esta fase ya se han determinado las características geométricas óptimas del sistema, y se procederá a realizar experimentos bajo esas condiciones, a diferentes regímenes de caudal, lo cual permitirá comparar la eficiencia del sistema E , contra los números adimensionales de Reynolds, R , y de Froude, F , lo que permitirá replicar este modelo a cualquier escala.

En general, en el diseño de sedimentadores de placas paralelas, el parámetro adimensional más usado es el número de Reynolds, R , tal como se mostró en el capítulo 3. Sarkar et al. (2007) muestran que el número de Froude, F , es igualmente importante, pues ayuda eliminar los fenómenos debidos a escala que quedan remanentes al utilizar el número de Reynolds como único parámetro dinámico en la experimentación. Los efectos debido a escala, según Sarkar et al. (2007), son eliminados usando el parámetro Z , que se obtiene de la ecuación 7.7

$$Z = \frac{R}{F} \quad (7.7)$$

En el trabajo antes mencionado, los autores obtienen diferentes ecuaciones para describir la eficiencia del sistema, de acuerdo al valor del parámetro Z , sin importar la separación entre las placas usadas en los diferentes experimentos. Esto se muestra en la figura 7.1.

En la figura 7.1, la eficiencia, E , se encuentra en el eje de las ordenadas y se mide en porcentaje, mientras que el parámetro Z se encuentra en el eje de las abscisas y es adimensional. Las ecuaciones que representan las zonas 1, 2 y 3 respectivamente, se muestran a continuación.

$$E = 103,71Z^{-0,0798} (R^2 = 0,9669) \quad (7.8)$$

$$E = -58,388e^{-2-5Z} (R^2 = 0,99) \quad (7.9)$$

$$E = 259,52Z^{-0,2338} (R^2 = 0,9366) \quad (7.10)$$

Los coeficientes R^2 , para las ecuaciones 7.8 a 7.10, muestran que, con las funciones ajustadas, la eficiencia, E , de un sedimentador de placas paralelas, se puede explicar

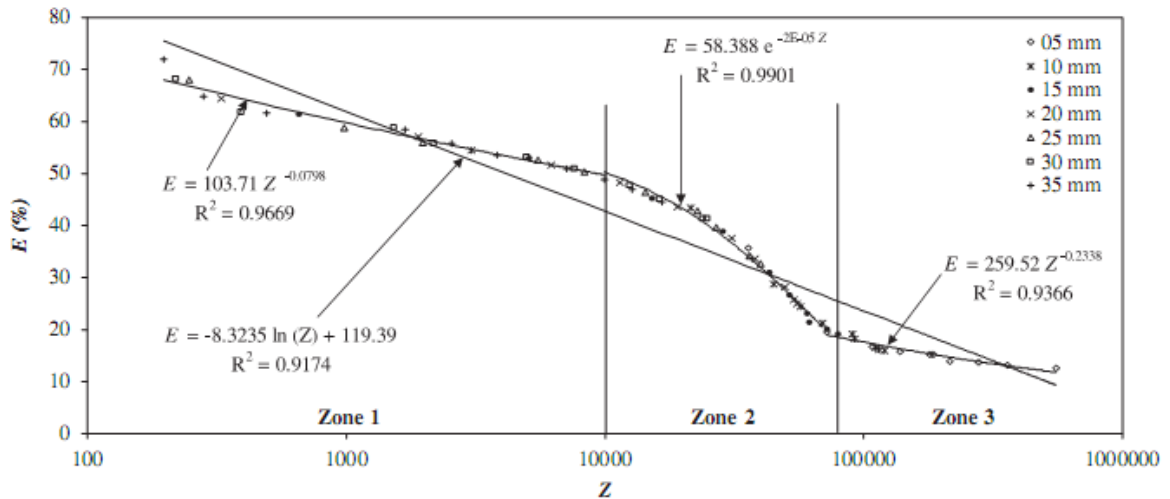


Figura 7.1: Ecuaciones de simulación para la eficiencia de la remoción, basadas en los efectos de escala (Tomadas de Sarkar et al., 2007)

en gran medida, conociendo la relación adimensional, Z , que se desea obtener. En la figura 7.1, se puede observar que para valores de $100 \leq Z \leq 1000$, se obtienen eficiencias próximas al 75 %.

Recapitulando, se tiene, entonces, que para modelar la eficiencia de un tanque sedimentador, primero es necesario llevar a cabo un proceso de análisis dimensional, para, de esta forma, analizar el problema desde el punto de vista geométrico y, luego, desde el punto de vista dinámico. Lo anteriormente dicho es similar a lo reportado por Sarkar et al. (2007).

CAPÍTULO 8

RECOMENDACIONES Y TRABAJO FUTURO

Los resultados obtenidos en el desarrollo de este trabajo sugieren que:

1. Antes de experimentar con modelos, se debe realizar un proceso de análisis dimensional, lo cual permitirá conocer cuáles son las variables más importantes en cualquier proceso, lo que, a su vez, permitirá conocer cuántos experimentos se deben realizar y en cuáles variables se debe enfocar la mayor atención al experimentar.
2. Cuando se modele el comportamiento hidráulico de una planta de tratamiento, cada proceso se debe estudiar por separado. Los diseños deben hacerse después de haber experimentado con modelos a escala, pues el análisis dimensional, permite elaborar modelos que, luego, podrán ser replicados a la escala que se desee.

Como trabajo futuro se sugiere continuar estudiando los procesos vistos anteriormente, a escalas de trabajo adecuadas, no sólo en lodos activos, sino en otras tecnologías como lechos fluidizados.

CAPÍTULO 9

CONCLUSIONES

En este trabajo se ha diseñado, construido y modelado hidráulicamente una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala, la cual está conformada por un sedimentador primario, un reactor aerobio, un reactor anaerobio y un sedimentador secundario. Se ha revisado la literatura existente sobre tecnologías para el tratamiento de aguas residuales. Los ensayos con trazadores permitieron elaborar un modelo hidráulico de la planta, el cual describe como se comportan los flujos en los reactores y permitió acoplar un modelo de transporte de sustancias en el reactor anaerobio. Además, se propone una serie de experimentos basados en la teoría del análisis dimensional que permitirán evaluar la eficiencia de los tanques sedimentadores, en cualquier escala. El modelo de transporte adaptado a la planta permitió saber cómo era el comportamiento de algunas sustancias, como el metanol, desde el punto de vista de su degradación a lo largo de la vertical, en el reactor anaerobio.

A continuación se presentan las conclusiones de este trabajo, especificadas por capítulo.

9.1. CONCLUSIONES SOBRE EL CAPÍTULO 3

En este capítulo se ha realizado una descripción detallada de como funciona el proceso de sedimentación, explicado, primero, por la teoría de sedimentación ideal y, luego, explicando el proceso de sedimentación de alta tasa. Finalmente se ilustran algunos de los principales problemas que se pueden presentar en el proceso unitario de sedimentación.

El proceso de sedimentación de alta tasa resulta ser más eficiente, razón por la cual se implementó en este trabajo, intruduciéndose algunas modificaciones en los diseños tradicionales de este tipo de unidades, tales como un juego de placas dobles en el sedimentador secundario, de configuración rectangular, y un juego de conos adecuadamente dispuestos en el sedimentador primario, de configuración circular, de tal modo que estos asemejen el trabajo realizado por las placas en el sedimentador secundario.

Por último, se muestran algunos de los principales problemas que se pueden presentar

en la etapa de funcionamiento de las unidades de sedimentación, haciendo énfasis en los causados por diferencias de temperaturas en el fluido y en aquellos ocasionados por gradientes de temperatura en regiones tropicales como la nuestra. Se propone mitigar el fenómeno de dos formas: 1) antes de que las aguas ingresen en la primera unidad de sedimentación, deben pasar por un tanque de homogenización, de tal modo que las diferencias de temperatura que hayan en el fluido se compensen, y 2) aislar la planta de la intemperie, de tal modo que no sea afectada fuertemente por los gradientes de temperatura que se dan en zonas tropicales.

9.2. CONCLUSIONES SOBRE EL CAPÍTULO 5

En este capítulo, se ha realizado un análisis detallado sobre una prueba con trazadores, en dos reactores de una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala, uno aerobio y otro anaerobio. Las pruebas consistieron en trazar las curvas de concentración contra tiempo, y sus respectivas funciones de distribución y distribución acumulada, para, posteriormente, usar modelos de flujo no ideal que permitan, de manera teórica, inferir cuál es el comportamiento de dichos reactores.

Para el caso del reactor aerobio se encontró, por todas las metodologías que, en general, éste se puede simular como un reactor de flujo en mezcla completa. Además, el modelo más apropiado para su simulación resultó ser el modelo de tanques en serie, simulándose este reactor con dos tanques en serie. Los resultados del modelo de Wolf - Resnick sugieren que el porcentaje de zonas muertas en este reactor es muy bajo o nulo. Además, los resultados de los modelos conceptuales aplicados sobre los parámetros de la tabla 5.3, muestran que en este reactor no se presentan cortos circuitos importantes.

En cuanto al reactor anaerobio, se encontró, por diferentes metodologías, que éste funciona como un híbrido entre reactores en flujo a pistón y reactores de flujo en mezcla completa. Nuevamente, el modelo que mejor representa el comportamiento de este reactor es el modelo de tanques en serie, con dos tanques. Los resultados del modelo simplificado de Wolf-Resnick muestran que, para este caso, el porcentaje de zonas muertas es muy elevado, lo cual se debe posiblemente a dos factores: el primero de ellos es que los vértices del reactor presentan ángulos muy pequeños, por lo que se pueden crear estas zonas; el segundo, puede ser debido a la presencia de un gradiente térmico, el cual causó que las concentraciones de trazador no disminuyeran con el tiempo, lo cual pudo haber afectado los resultados de dicha prueba, ello sugiere que la mejor forma de operar este reactor es bajo condiciones controladas de temperatura.

Finalmente, los resultados de estas pruebas, así como la simplicidad de las mismas sugieren que, antes de pasar de la etapa de diseño a la etapa de construcción de una planta de aguas residuales de cualquier tamaño, se debe pasar por una etapa de simulación con modelos, pues, los resultados, al cambiar de escala, presentan errores que son pequeños. A su vez, se constituye en la mejor forma de saber si los supuestos de diseño

son aproximadamente correctos.

9.3. CONCLUSIONES SOBRE EL CAPÍTULO 6

En este capítulo, se ha realizado un estudio sobre los diferentes procesos de transporte de sustancias que se pueden presentar en los reactores. El estudio de este se enfocó al reactor aerobio, pues éste, según lo visto en el capítulo 5, se comporta como un reactor completamente mezclado, lo cual corresponde a una mezcla totalmente homogénea, por ende la concentración de cualquier sustancia a la salida de éste, será la misma que se mida en cualquier punto del reactor.

Para el reactor anaerobio, los resultados encontrados en el capítulo 5, sugieren que éste se comporta como un reactor de flujo mixto, por tanto se modeló el decaimiento de metanol a lo largo de la vertical. Los resultados sugieren que, a la salida del reactor, se remueve un 85 % de éste compuesto, mostrando, además, que, para períodos de tiempo muy grandes, no hay acumulación de este, lo que sugiere que este compuesto debe ser suministrado al reactor a la tasa de $0,35g/(m^3hora)$.

9.4. CONCLUSIONES SOBRE EL CAPÍTULO 7

En este capítulo, se ha realizado un proceso de análisis dimensional, con el fin de mostrar cuáles son las variables más importantes en un proceso de sedimentación, usando un tanque de sedimentación con placas paralelas, proponiéndose experimentos, para probar la eficiencia de un sedimentador rectangular con un doble juego de placas, como el que se presenta en la figura 3.4, o uno circular de placas cónicas como el que se muestra en la figura 3.5. Este proceso permite a su vez realizar los experimentos a cualquier escala siempre y cuando se conserven las similitudes geométricas y dinámicas. Los resultados encontrados por Sarkar et al. (2007), muestran que en el momento en el que se vayan a elaborar estos experimentos, en cuanto a similitud dinámica, no sólo se debe tener en cuenta el número de Reynolds, R , sino que se debe considerar también el número de Froude, F , para eliminar las fluctuaciones debidas a la escala.

Los resultados muestran también, que es recomendable, realizar procesos de escalamiento en el diseño de las diferentes componentes de una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas, de cualquier escala geométrica de trabajo, pues esto permitirá realizar diseños más eficientes de manera más rápida y económica, los cuales podrán luego ser llevados a la escala de trabajo deseada. A su vez permitirá realizar mayor número de experimentos y ensayos, lo cual determinará la configuración óptima de la planta de tratamiento de aguas residuales domésticas.

Bibliografía

- Arboleda, J., 1991. *“Teoría y Práctica de la Purificación del Agua”*, ACODAL, Bogotá, Colombia.
- Aristizabal, H., Asmar, A., Montes, R., 2000. *“Ecuaciones Diferenciales con Aplicaciones”*, Segunda edición, Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín, 427p.
- Benefield, L., Judkins, J., Parr, A., 1984. *“Treatment Plant Hydraulics for Environmental Engineers”*, Prentice Hall, Englewood, New Jersey, 230p.
- Brdjanovic, D., Van Loosdrecht, M., Versteeg, P., Hooijmans, C., Alaerts, G., Heijnen, J., 2000. *“Modelling COD, N and P Removal in a Full-Scale WWTP Haarlem Waarderpolder”*, Water Res. 34, 846-858
- Calabro, P., y Viviani, G. 2006. *“Simulation of the Operation of Detention Tanks”*, Water Research, 40, 83 – 90.
- Chancelier, J., Cohen de Lara, M., Joannis, C., Pacard, F., 1997. *“New Insights in Dynamic Modeling of a Secondary Settler-I. Flux Theory and Steady-State Analysis”*, Water Research, 31, 1847-1856.
- Chapra, S., 1997. *“Surface Water–Quality Modeling”*, Mc Graw Hill, USA, 844p.
- Chapra, S y Canale, R., 2006. *“ Métodos Numéricos para Ingenieros”*, Mc Graw Hill, México, México. 969 p.
- Coop, J., 2002. *“The COST Simulation Benchmark: Description and Simulator Manual”*, Office for Official Publications of the European Community, Luxemburgo, ISBN 92-894-1658-0. p 154.
- Daigger, G., 1995. *“Development of Refined Clarifier Operating Diagrams Using an Updated Settling Characteristics Data-Base”*, Water Environmental Research, 67, 95-100.
- David, R., Vasel, J., Vande Wouwer, A., 2009. *“Settler Dynamic Modeling and MATLAB Simulation of the Activated Sludge Process”*, Chemical Engineering Journal, 146, 174-183.

- Diehl, S., 2000. “*On boundary Conditions and Solutions for Ideal Clarifier-Thickener Units*”, Chemical Engineering Journal, 80, 119-133.
- Do-Quang, Z., Cockx, A., Liné, A., Roustan, M., 1999. “*Computational Fluid Dynamics Applied to Water and Wastewater Treatment Facility Modeling*”, Environ Engg., 1, 137-147.
- Dufresne, M., Vásquez, J., Terfus, A., Ghenaim, A., Paulet, J., 2009. “*Experimental investigation and CFD Modelling of Flow, Sedimentation, and Solids Separation in a Combined Sewer Detention Tank*”, Computer & Fluids, 38, 1042-1049.
- Fall, Ch., y Loaiza-Navía, J. 2008. “*Escala Real de un Reactor de Lodos Activados*”, Ingeniería Hidráulica en México. Abril-Junio.
- Ferrer, J., Seco, A., Serralta, J., Ribes, J., Manga, J., Asensi, E., Morenilla, J., LLavador, F., 2008. “*DESASS: A Software Tool for Designing, Simulating and Optimising WWTPs*”, Environmental Modelling & Software, 23, 18-26.
- Fikar, M., Chachaut B., 2005, “*Optimal Operation of Alternating Activated Sludge Processes*”. Control Engineering Practice, 13, 853-861.
- Fritzmeier, G., Uphoff, C., 2004. “*Small Scale Wastewater Treatment Instalation*”, Dinamarca, Patente WO2004065307.
- Gernaey, K., Loosdrecht, M., Henze, M., Lind, M., Jorgensen, S. 2004. “*Activated Sludge Wastewater Treatment Plant Modelling and Simulation: State of the Art*”, Environmental Modelling & Software 19, 763–783.
- Guola, A., Kostoglou, M., Karapantsios, T., Zouboulis, A., 2008. “*A CFD Methodology for the Design of Sedimentation Tanks in Potable Water Treatment. Case Study: the Influence of a Feed Fow Control Baffle*”, Chemical Engineering Journal 140, 110–121.
- Henze, M., Mino, T., Gujer, W., Marais, G., Matsuo, T., Wentzel, M., Van Loosdrecht 1999. “*Activated Sludge Model N 2d, ASM2D*”, Water Sci. Technol., 39, 165-182.
- Henze, M., Grady, C., Gujer, W., Marais, G., Matsuo, T. 1987. “*Activated Sludge Model N 1*”, IWAQ Scientific and Technical Report N1, London, WK.
- Horváth, I., 1994. “*Hydraulics in Water and Waste-Water Treatment Technology*”, John Wiley and Sons, Chichester, Inglaterra, 319p.
- Hulshoff L, Lettinga G, 1984. “*New Technologies for Anaerobic Wastewater Treatment*”, Water Science and Technology, 18, 12, 41-53.
- Jeppsson, U., 1996. “*Modelling Aspects of Wastewater Treatment Processes*”, Tesis Doctoral, Lund Institute of Techonology, Suecia. Disponible en <http://www.iea.lth.se/publications>.

- Kadlec, R., Burgoon, P., Henderson, M., 1997. *“Integrated Natural Systems for Treating Potato Processing Wastewater”*. Water sci. technol. 35
- Keinath, T., Ryckman, M., Dana, C., Hofer, D., 1977, *“Activated Sludge-Unified Design and Operation”*, Journal of Environmental Engineering, vol 103, 829-849.
- Krebs, P., 1995. *“Success and Shortcomings of Clarifier Modeling”*, Water Science Technology, 31, 181-191.
- Kreysig, E., 2006. *“Matemáticas Avanzadas para Ingeniería, Tomo II”*, Tercera Edición, Editorial Limusa Wiley, México, México, 871p.
- Lee, T., Wang, F., y Newell, R., 1999. *“Dynamic Modelling and Simulation of Activated Sludge Process Using Orthogonal Collocation Approach”*, Wat., Res., 33, No. 1, 73-86.
- Levenspiel, O., 1998. *“Ingeniería de las Reacciones Químicas”*. Editorial Reverté. Barcelona, España. 638 p
- Metcalf y Eddy, 1995. *“Ingeniería de Aguas Residuales: Tratamiento, Vertido y Reutilización”*. Tercera edición. Editorial McGraw-Hill, España, 1485 p.
- Ministerio de Desarrollo Económico, 2000. *“Reglamento Técnico del Sector de Agua Potable y Saneamiento Básico”*, RAS-2000, Colombia.
- Morgan, J., Robles, A., 2001, *“Residual Water Treatment Microplant for Small Flows”*, Universidad Nacional Autónoma de México, Patente US6210578.
- Narayanan, B., Hough, S., Ooten, R., 2000, *“New Hypothesis for Secondary Clarifier Performance Under Hydraulically Limited Conditions”*, Water Environmental Research, 72, 116-126.
- Olsson, G., Newell, B., 1999. *“Wastewater Treatment Systems Modelling, Diagnosis and Control”*. IWA Publishing, Londres, Inglaterra.
- Pérez, J., 1992. *“Análisis de Flujos y Factores que Determinan los Períodos de Retención”*. CEPIS/OPS, Manual de Evaluación. Tomo II Programa Regional HPE/OPS/CEPIS de Mejoramiento de la Calidad del Agua para Consumo Humano
- Pérez, J., 1997. *“Manual de Potabilización del Agua”*. Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín. Tercera edición, 504 p.
- Plósz, B., Weiss, M., Printemps, C., Essemiani, K., Meinhold, J., 2007, *“One-Dimensional Modelling of the Secondary Clarifier-Factors Affecting Simulation in the Clarification Zone and the Assessment of the Thickening Flow Dependence”*, Water Research, 41, 3359-3371.

- Quintero, L., 2007. “*Modelo Fenomenológico y Diseño de una Planta Compacta para Tratamiento Biológico de Agua Residual Doméstica*”, Tesis de Pregrado en Ingeniería Química. Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín
- Ramalho, R., 1991. “*Tratamiento de Aguas Residuales*”. Segunda edición. Editorial Reverté S.A. Barcelona, 705 p.
- Rauen, W., Lin, B., Falconer, R., Teixeira, K., 2008, “*CFD and Experimental Model Studies for Water Disinfection Tanks with Low Reynolds Number Flows*”. Chemical Engineering Journal 137, 550-560.
- Rivas, A., Irizar, I., y Ayesa, E., 2008, “*Model-Based Optimisation of Wastewater Treatment Plants Design*”, Environmental Modelling & Software, 23, 435-450.
- Robles, A., 1994, “*Reactor de Flujo Ascendente para el Tratamiento de Aguas Residuales por Vía Anaeróbica o Anóxica*”, Universidad Nacional Autónoma de México, Patente MX172965.
- Rodríguez, P., Gutiérrez, A., Mahamud, M., Bueno de las Heras, J., 2008, “*Flow Models for Rectangular Sedimentation Tanks*”, Chemical Engineering and Processing, 47, 1705-1716.
- Rodriguez-Roda, I., Sánchez Marré, M., Comas, J., Baeza, J., Colprim, J., Lafuente, J., Cortés, U., Poch, M., 2002, “*A Hybrid Supervisory System to Support WWTP Operation: Implementation and Validation*”, Water Sci. Technol., 45 , 289-297
- Saravanan, V., Sreekrishnan, T., 2008. “*A Mathematical Model for a Hybrid Anaerobic Reactor*”, Journal of Environmental Management, 88, 136–146.
- Sarkar, S., Kamilya, D., Mal, B., 2007. “*Effect of Geometric and Process Variables on the Performance of Inclined Plate Settlers in Treating Aquacultural Waste*”, Water Research, 41, 993-1000.
- Shames, I., 1995. “*Mecánica de Fluidos*”, Tercera edición, Editorial McGraw-Hill. Bogotá, 825p.
- Streeter, V., Wylie, E. 1988 “*Mecánica de los Fluidos*”. Octava edición. Editorial McGraw-Hill. México, 594p.
- Swaine, D.E., Daugilis, A.J. 1989. “*Liquid Residence Time Distributions in Immobilized Cell Bioreactors*”, Biotechnology and Bioengineering, 33, 604-612
- Tittlebaum, M., Tucker, G., 2000. “*Aerobic Wastewater Treatment System for Small Flows*”, USA, Patente US6099722.
- Wett, B., 2002. “*A Straight Interpretation of the Solids Flux Theory for a Three-Layer Sedimentation Model*”, Water Research, 88, 2949–2958.

- Wolf, D., Resnick, W., 1963. *“Residence Time Distribution in Real Systems”*, Institute of Technology, Haifa, Israel, Chemical Engineering Department.
- Yuan, Z., Bogaert, H., Leten, J., Verstraete, W, 2000. *“Reducing the Size of a Nitrogen Removal Activated Sludge Plant by Shortening the Retention Time of Inert Solids Via Sludge Storage”*, Water Res., 34, 539-549.
- Yuan, Z., Bogaert, H., Vansteenkiste, G., Verstraete, W, 1998. *“Sludge Storage for Countering Nitrogen Shock Loads and Toxicity Incidents ”*, Water Sci. Technol., 37(12), 173-180.