

Evaluación del comportamiento hidráulico de un reactor aerobio y un reactor anaerobio, en una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala

Evaluation of the hydraulic behaviour of an aerobic reactor and an anaerobic reactor in a small domestic wastewater treatment plant

Joany Sánchez Molina¹ & Santiago Cardona Gallo²

1. Ing. Civil, Est. Maestría en Ingeniería Recursos Hidráulicos,

2. Dr. Ingeniería Ambiental, Profesor Asociado, Escuela de Geociencias y Medio Ambiente,

*Escuela de Geociencias y Medio Ambiente, Facultad de Minas, Universidad Nacional de Colombia, sede Medellín
scardona@unal.edu.co; sancardonagall@gmail.com*

Recibido para evaluación: 16 de Agosto de 2009 / Aceptación: 18 de Septiembre de 2009 / Versión Final: 28 de Septiembre de 2009

Resumen

En este trabajo, se han realizado pruebas estímulo respuesta usando rodamina WT, como trazador, con el fin de evaluar el comportamiento hidráulico de un reactor aerobio y otro anaerobio en una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas de pequeña escala. 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 muestran que de estos tres el que mejor representa ambos reactores es el modelo de tanques en serie.

Palabras clave: Modelamiento hidráulico, Trazadores, Flujo no ideal, Flujo pistón, Mezcla completa

Abstract

In this work, tracer studies have been made using rodamine WT to evaluate the hydraulic behaviour for both aerobic and anaerobic reactors in a domestic downscaling wastewater treatment plant. The methodology of evaluation involved an analysis for both temporal distribution curves and cumulative distribution curves from tracer in each reactor. After that, data was fitted using 3 non ideal models: 1) Dispersion model; 2) In series tanks and 3) Wolf-Resnick simplified model. Results showed that in series tanks model yields best performance to simulate the reactors in this study.

Key Words: Hydraulic modelling, Tracers, non ideal flow, Piston flow, Completed mixed.

1. Introducción

Con frecuencia, 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 dos tipos de reactores, sin que se esté incurriendo en grandes errores. Igualmente, se puede presentar el caso de canalizaciones del flujo por recirculación de fluido, o por formación de zonas muertas, lo que reduce 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. Cuando se ha terminado 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, con el cual se consigue 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 reevaluado, 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 (Horvát, 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 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 debido a limitaciones de tipo hidráulico (Narayanan et al., 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. La eficiencia de remoción de partículas floculentas en el sedimentador determina las cargas subsecuentes en los filtros y tiene una influencia notable en la efectividad de filtración, en la duración de la carrera o ciclo de filtración y en la calidad de agua filtrada. Los sedimentadores de alta tasa de flujo ascendente son unidades en las cuales el agua entra por la parte inferior de las placas mediante una tubería perforada o un canal con orificios que se localiza a lo largo de

toda la extensión ocupada por ella (Pérez, 1997), y asciende a través de las mismas para posteriormente ser evacuada mediante canaletas o tuberías perforadas colocadas sobre las placas.

El proceso de lodos activados es el más utilizado en el tratamiento de aguas residuales domésticas e industriales. Normalmente, es un proceso estrictamente aerobio, aunque se están empleando, cada vez más, modificaciones sin oxígeno en la desnitrificación. El proceso de lodos activos se lleva a cabo en un tanque de aireación, un tanque de sedimentación, reciclado de sólidos al tanque procedente del tanque de sedimentación y una línea de purga de lodo. El tanque de aireación es un reactor de crecimiento en suspensión que contiene conjuntos microbianos o flóculos de microorganismos de lodo activo. En este proceso se deben determinar las secuencias óptimas de aireación y de no aireación, lo cual asegura el mejor funcionamiento de las bacterias que se encargan del proceso de desnitrificación y, a su vez, puede reducir, de manera considerable, los costos de operación, en cuanto al consumo de energía se refiere (Fikar & Chachaut, 2005).

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 (Mejía, 1999), (Soto et al., 1993). 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.

Otros trabajos han realizado se estudió el régimen hidrodinámico del tanque de aeración de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales (PTAR), utilizando una prueba de trazador con rodamina y un programa de simulación (Aqsim). 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). Estudiaron un proceso de lodos activados con un modelo

dinámico de parámetros distribuidos con un algoritmo de general de técnicas de colocación ortogonal (Lee et al., 1999). Saravanan y Sreekrishnan (2008) presentaron un modelo matemático para un reactor anaerobio híbrido, bajo la inmovilización de los gránulos bacterianos anaerobios completamente los 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 sustrato dentro de un solo gránulo, un modelo de lecho de la fluidizado que describe la distribución de biogranulos dentro del lecho fluido y un modelo del reactor que se une a los dos anteriores para predecir la concentración de sustrato 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. Rivas, Irizar y Ayesa (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 moderna (WWTP). El punto de partida de la metodología 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 el WWTP óptimo diseñado para el problema como una programación matemática (optimización). Problema que puede resolverse usando un algoritmo de optimización no lineal (GRG2). El papel muestra cómo la metodología propuesta puede lograr un diseño de WWTP óptimo usando un modelo matemático dinámico de la planta y fijando parámetros operacionales de la planta y de la calidad de agua requerida en el efluente. Finalmente Gernaey, et al., 2004 presentan en una revisión de modelo de tratamiento de aguas residuales propuestos por ellos; muestran el modelo de caja con el modelo de lodos activados (ASM1, ASM2 y ASM3). Donde plantean que el modelo no sólo se aplica a aguas residuales municipales sino industriales y la remoción nitrógeno y fósforo, y su implicaciones en la aplicación práctica.

En la actualidad, existe un gran problema en lo que respecta a los sistemas implementados para el tratamiento de aguas residuales, ya que la mayoría casos estos sistemas no se encuentran en condiciones óptimas de funcionamiento, debido principalmente a que el diseño y la operación no se realiza adecuadamente en la gran mayoría de los casos, lo que hace muy importante la

evaluación constante de los sistemas de tratamiento de aguas residuales para garantizar el logro de los objetivos técnicos y económicos.

En este trabajo 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 3 modelos de flujo no ideal a los datos: 1) Dispersión, 2) Tanques en serie y 3) Wolf-Resnick. Finalmente se concluye sobre cuáles son los modelos más apropiados para representar cada reactor, haciéndose también unas recomendaciones finales.

2. Materiales y métodos

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, y son de forma polar. El primero de ellos es de tipo aerobio, con

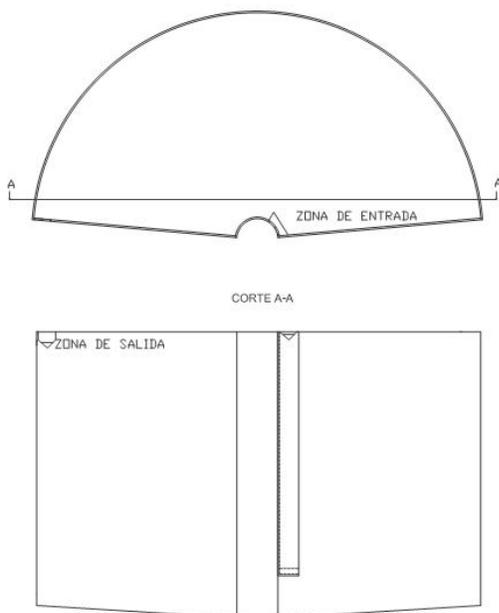


Figura 1. Vista en planta y corte vertical de reactor aerobio.

una capacidad total de 800 litros. En la Figura 1, se muestran una vista en planta y un corte vertical de dicho reactor. Éste cuenta, en su parte inferior, con un difusor de aire, el cual, como se muestra más adelante, hace que, en general, funcione como un reactor completamente mezclado. Del mismo modo el segundo es de tipo anaerobio con una capacidad total de 600 litros. En la Figura 2, se muestra una vista en planta y un corte vertical del mismo componente.

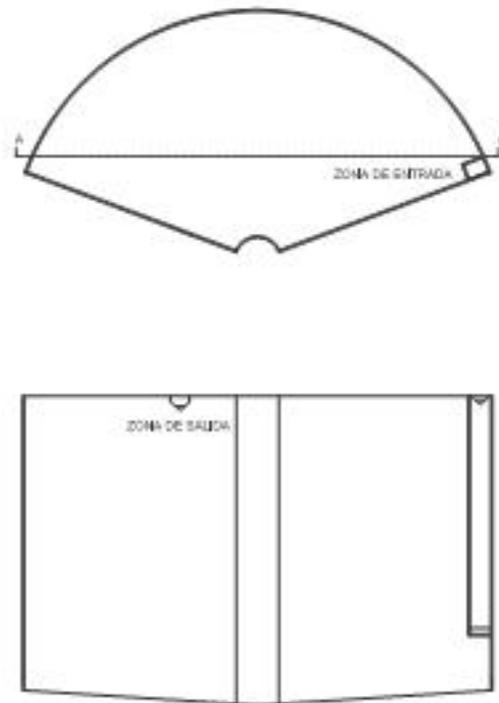


Figura 2. Vista en planta y corte vertical de reactor anaerobio.

El caudal de diseño del reactor aerobio, que a su vez es el mismo de la planta es de 33.33 litros/hora, y 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 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.

Una vez aplicado el trazador, se procedió a tomar muestras periódicas a la salida de cada reactor, durante 24 horas, para el caso aerobio, y durante 28 horas, para el caso anaerobio. Todas las muestras fueron analizadas en un fluorímetro, cuyas medidas se comportan de forma lineal en el rango comprendido entre 0 y 300 ppb, por lo cual se calculó que la concentración máxima de rodamina WT en los reactores debía ser de 250 ppb. Este valor es arbitrario y su único objetivo es no sobrepasar el rango lineal del instrumento de medición, evitando así mayor incertidumbre en las medidas.

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, $E(?)$, $F(?)$ y $1-F(?)$, las cuales se usaron para determinar el tipo de flujo en los reactores mediante tres modelos: 1) Dispersión, 2) Tanques en serie y 3) Wolf y Resnick.

Todas estas metodologías serán ampliamente discutidas en el numeral 3.

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 mayor que el tiempo de retención teórico de los reactores en estudio. En la Figura 3, se muestran las gráficas que describen la variación de concentración del trazador, en cada uno de los reactores, en función del tiempo.

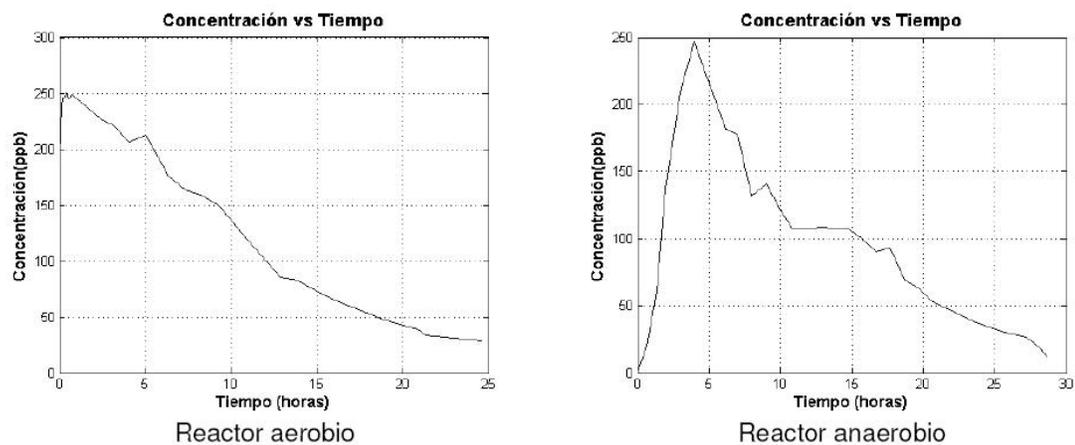


Figura 3. Curvas de Concentración vs Tiempo en el reactor aerobio y en el reactor anaerobio.

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 Figura 3, 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 pistón, tal como se comprobará numéricamente.

En la Figura 4, 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. Los parámetros de la Figura 4 se describen en la Tabla 1

En la Tabla 2, se presentan los valores de los parámetros obtenidos para ambos reactores.

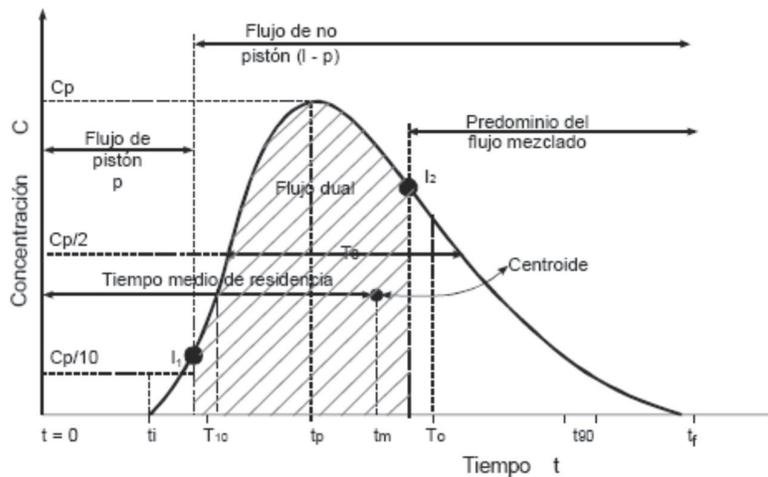


Figura 4. Esquema conceptual de los tiempos de residencia en la distribución de los tipos de reactores (Tomado de Pérez, 1992)

Tabla 1. 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_o	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_o	Concentración inicial
C_p	Concentración máxima

Tabla 2. 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_o	24	18
t_f	indeterminado	indeterminado
t_c	10.32	7.68
C_p	250.7	247

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

a) t_f/t_o : 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 cosas: la primera de ellas es que hay un predominio del modelo de flujo completamente mezclado, y la segunda es que no hay indicadores de presencia de cortos circuitos fuertes en ambos reactores.

b) t_m/t_o : 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, 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 se debe observar la Figura 4. 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_o : 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_f/t_o 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_o : 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.

Con los parámetros obtenidos en la tabla 2 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.

- Curva E

Físicamente, esta curva muestra la distribución de edades del fluido que sale de un recipiente. Lo anterior 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 la ecuación (1) (Levenspiel, 1998).

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

$$Q = \int_0^{\infty} C(t) dt \quad (3)$$

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 (2).

$$E(t) = \frac{C(t)}{Q} \quad (2)$$

donde Q:

$$E(i) = \frac{C(i)}{\sum_{i=1}^{n-1} \frac{(C(i) + C(i+1))\Delta t_i}{2}} \quad (4)$$

Dimensionalmente las unidades de E(t) son [T-1]. En la Figura 5 se muestran las curvas de RTD obtenidas para ambos reactores.

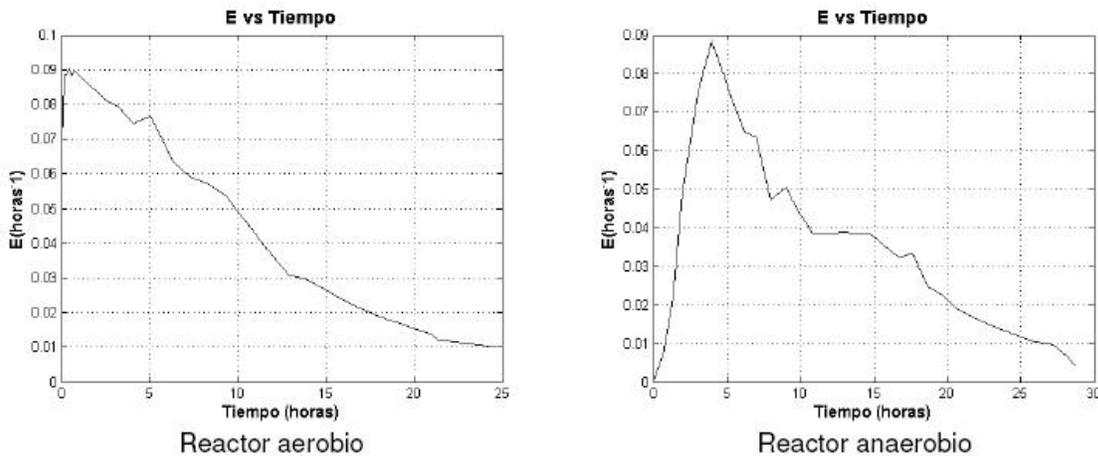


Figura 5. Curvas de RTD para ambos reactores.

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

La Figura 5, 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 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 inicio 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.

El parámetro t_m que se describe en la Tabla 1, y cuyos valores para ambos reactores se presentan en la Tabla 2, se encuentra mediante la ecuación (5) (Levenspiel, 1998).

$$t_m \cong \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (5)$$

De este modo, ya es posible normalizar el tiempo, como se muestra en la ecuación (6)

$$\theta(i) = \frac{t_i}{t_m} \quad (6)$$

La varianza, se puede calcular como lo muestra la ecuación (7):

$$\sigma^2 \cong \frac{\sum (t_i - t_m)^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (7)$$

El valor de la varianza, encontrado para el reactor aerobio es de 38

horas², mientras que la del reactor anaerobio es de 46.12 horas².

La varianza normalizada se calcula por medio de la ecuación (8).

$$\sigma_\theta^2 = \frac{\sigma^2}{t_m^2} \quad (8)$$

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

• 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 la Figura 6 se muestran las curvas F para ambos reactores.

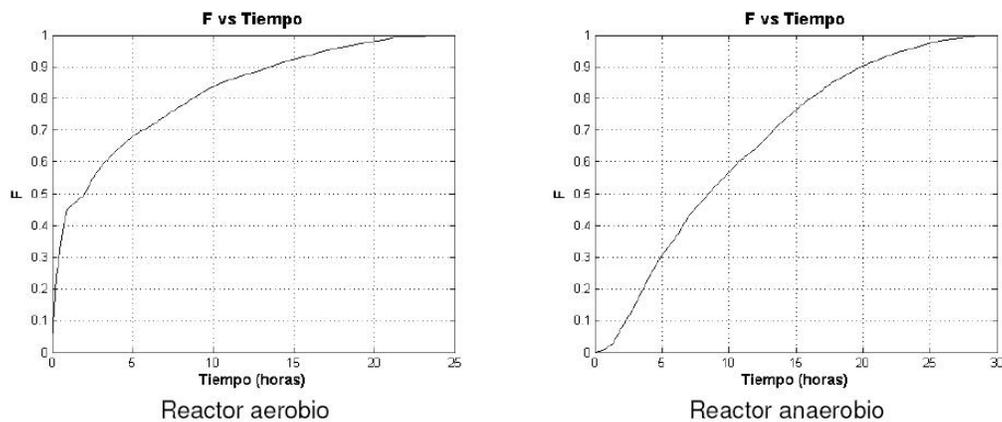


Figura 6. Curva F para ambos reactores.

En la figura 6, 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.

De la Figura 6, también se puede observar que, en la primera hora, la curva es cóncava hacia arriba, y después de esta 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 la Figura 7, se muestra las curvas I-F, para ambos reactores, la cual, al ser llevada al campo de los logaritmos, permite encontrar los parámetros del modelo simplificado de Wolf y 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.

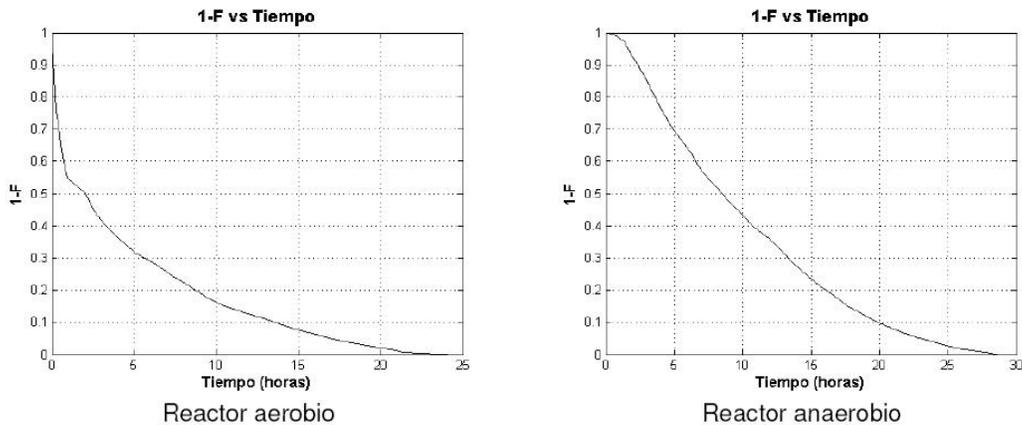


Figura 7. Curva I-F para ambos reactores.

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 y 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.

a) 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 (9).

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \xi \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \tag{9}$$

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 (10)

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \tag{10}$$

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 (11) (Levenspiel, 1998)

$$\frac{\partial C}{\partial \theta} = \left(\frac{D}{uL} \right) \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} - \frac{\partial C}{\partial z} \quad (11)$$

Donde D/uL , es un parámetro adimensional denominado módulo de dispersión del recipiente, este parámetro mide el grado de dispersión axial. Si este parámetro tiende a cero el flujo tiende a ser un flujo en pistón, y que si es grande, se 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 (12) (Levenspiel, 1998).

$$\sigma_{\theta}^2 = 2 \frac{D}{uL} - 2 \left(\frac{D}{uL} \right)^2 (1 - e^{-uL/D}) \quad (12)$$

La ecuación (12) pertenece a un grupo especial de ecuaciones, conocidas como ecuaciones trascendentes, que solo se pueden resolver haciendo uso de métodos numéricos para solución de

ecuaciones tales como 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 modulo de dispersión son altos (Levenspiel, 1998; Swaine y Daugulis, 1989).

Una vez determinados todos estos parámetros es posible construir la curva $E(\theta)$ analíticamente (haciendo uso de la expresión (13)), tal como se muestra en Levenspiel (1998), para ser comparada con la curva $E(\theta)$ experimental.

$$E(\theta) = \frac{1}{2\sqrt{\pi\theta(D/uL)}} \exp\left(-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta(D/uL)}\right) \quad (13)$$

La curva $E(\theta)$ experimental se obtiene de multiplicar la curva E por el parámetro θ . En la Figura 8, se muestran las curvas según, el modelo de dispersión y la curva experimental para ambos reactores.

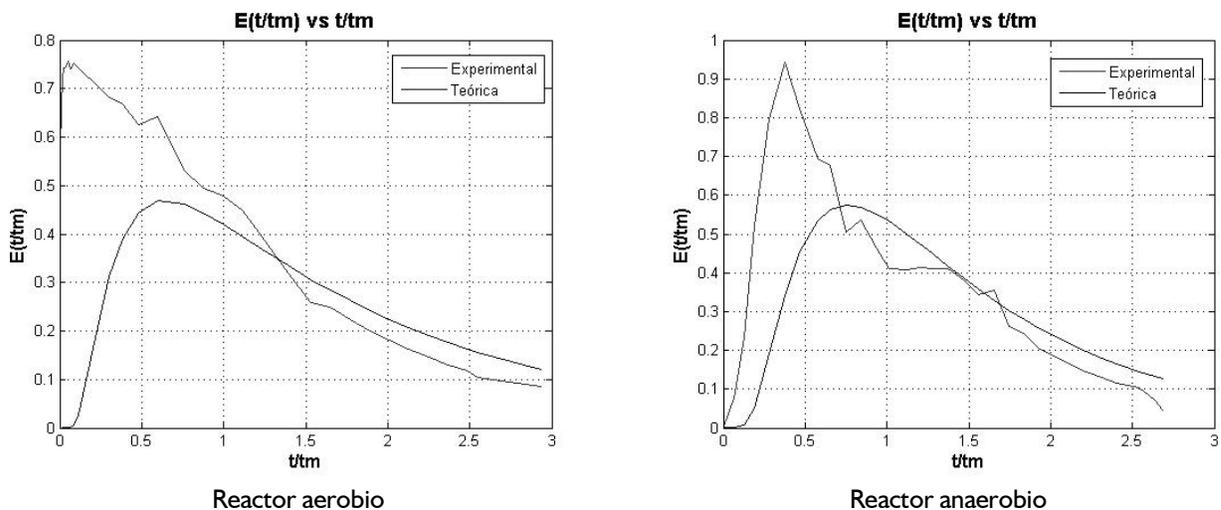


Figura 8. Curvas experimentales y teóricas, según el modelo de dispersión, para ambos reactores.

En la Figura 8, 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 gran porcentaje de funcionamiento en flujo pistón. El modelo representa mejor el comportamiento de ambos reactores, en la zona de mezcla completa (obsérvese la Figura 4) que en la zona de flujo

pistón, que para el caso del reactor aerobio es prácticamente inexistente.

b) 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 ecuación (14) (Levenspiel, 1998).

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{1}{N} \quad (14)$$

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 (15) (Levenspiel, 1998).

$$E(\theta) = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta} \quad (15)$$

En la Figura 9 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.

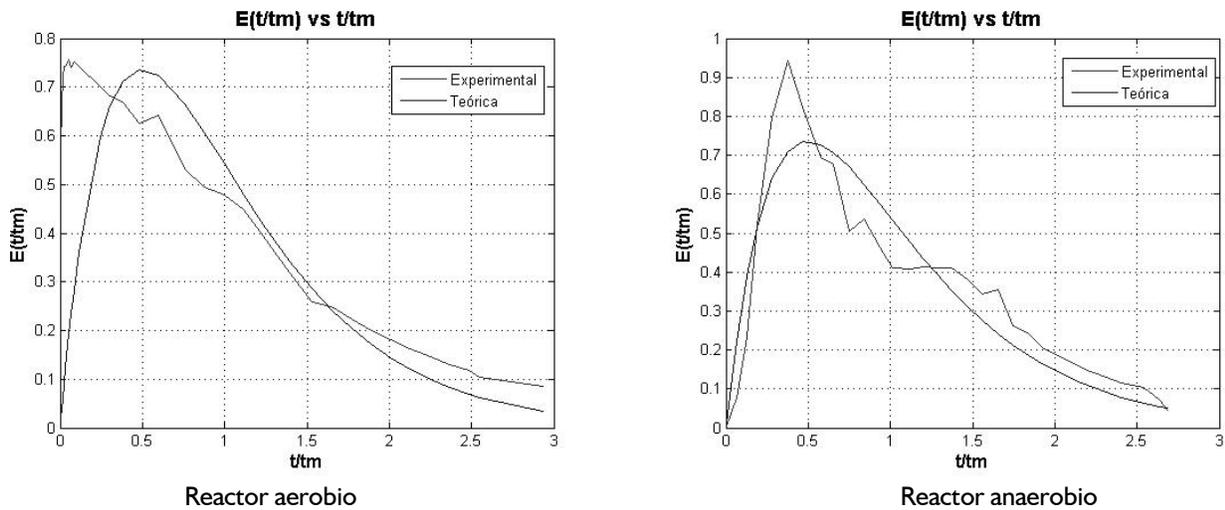


Figura 9. Curvas experimentales y teóricas según modelo de tanques en serie, para ambos reactores.

c) 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 (16).

$$F(t) = 1 - \exp\left(-\frac{1}{(1-p)(1-m)}\left[\frac{t}{t_0} - p(1-m)\right]\right) \quad (16)$$

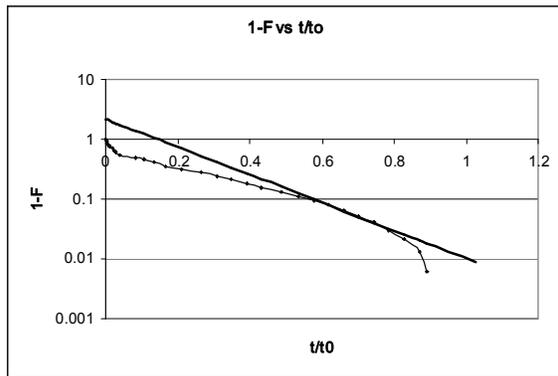
donde $(1-p)$, representa el porcentaje de flujo no pistón, que se presenta en el reactor.

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 (17) y (18) (Pérez, 1992).

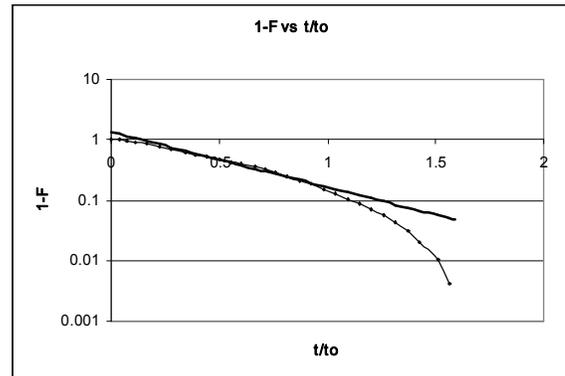
$$p = \frac{\theta \tan \alpha}{0.435 + \theta \tan \alpha} \quad (17)$$

$$\theta = p(1 - m) \quad (18)$$

En la Figura 10, se pueden apreciar las curvas de I-F, con sus respectivas rectas, en escala semilogarítmica, para ambos reactores.



Reactor aerobio



Reactor anaerobio

Figura 10. Curvas semilogarítmicas de I-F para ambos reactores

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; además, el modelo muestra que no hay zonas muertas, lo cual puede ser explicado por la presencia del difusor de aire, el cual hace que el fluido se este mezclando continuamente. 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 que se puede ver en la vista en planta de la Figura 2, lo cual sugiere que las terminaciones en punta deben ser redondeadas. Además, como se muestra en la Figura 3, hay una zona temporal de aproximadamente 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.

4. Conclusiones

En este trabajo, se ha realizado un análisis de tallado 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 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 1 muestran que en este reactor no hay 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, lo cual puede 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 escala, se debe pasar por una etapa de simulación con modelos a escala, 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.

Agradecimientos

Esta investigación fue posible gracias al apoyo del Instituto Colombiano para el Desarrollo de la Ciencia y la Tecnología, Francisco José de Caldas (COLCIENCIAS) y a la Universidad Nacional de Colombia Sede Medellín, dentro del Programa de Investigación sobre la Gestión del Agua en Colombia, del Grupo Red de Cooperación para la Investigación del Agua en Colombia (GRECIA), del cual es parte la Universidad Nacional de Colombia Sede Medellín, la Universidad de Antioquia y el IDEAM.

Bibliografía

Benefield, L., Judkins, J. and Parr, A., 1984, Treatment Plant Hydraulics for Environmental Engineers, Prentice Hall, Englewood, New Jersey, 230 P.

- Calabro, P., and Viviani, G., 2006. Simulation of the Operation of Detention Tanks. *Water Research* 40, pp. 83 - 90.
- Chancelier, J., Cohen de Lara, M., Joannis, C. and Pacard, F., 1997. New Insights in Dynamic Modeling of a Secondary Settler-I. Flux Theory and Steady-State Analysis. *Water Research*, vol 31, pp.1847-1856.
- Chapra, S., 1997. *Surface Water -Quality Modeling*. Editorial Mc Graw Hill. USA. 844 P.
- Chapra, S y Canale, R., 2006. *Métodos Numéricos para Ingenieros*. Editorial McGraw Hill. México, México. pp. 263-270.
- Daigger, G., 1995, Development of Refined Clarifier Operating Diagrams Using an Updated Settling Characteristics Database, *Water Environmental Research*, vol 67, pp.95-100.
- Diehl S., 2000, On boundary Conditions and Solutions for Ideal Clarifier-Thickener Units, *Chemical Engineering Journal*, vol 80, pp.119-133.
- Fall, Ch., y Loaiza-Navía, J., 2008. Escala Real de un Reactor de lodos Activados. *Ingeniería Hidráulica en México*. Abril-Junio.
- Fikar, M. and Chachaut B., 2005, Optimal Operation of Alternating Activated Sludge Processes. *Control engineering practice*, vol 13, pp.853-861.
- Gernaey, K., Loosdrecht, M., Henze, M., Lind, M. and Jørgensen, S., 2004. Activated Sludge Wastewater Treatment Plant Modelling and Simulation: State of the Art *Environmental Modelling & Software* 19, pp.763-783.
- Horvát, I., 1994, *Hydraulics in Water and Waste-Water Treatment Technology*. John Wiley and Sons, Chichester, Inglaterra, 319 P.
- Hulshoff, L. and Lettinga, G, 1984. New Technologies for Anaerobic Wastewater Treatment. En: *Water Science and Technology*, Volume 18, Number 12, pp. 41-53.
- Kadlec, R., Burgoon, P. and Henderson, M., 1997. Integrated Natural Systems for Treating Potato Processing Wastewater. *Water Sci. Technol.* 35 P.
- Keinath, T., Ryckman, M., Dana, C. and Hofer, D., 1977, Activated Sludge-Unified Design and Operation, *Journal of Environmental Engineering*, vol 103, pp. 829-849.
- Krebs, P., 1995, Success and Shortcomings of Clarifier Modeling, *Water Science Technology*, vol 31, pp.181-191.
- Lee, T., Wang, F. and Newell, R., 1999. Dynamic Modelling and Simulation of Activated Sludge Process Using Orthogonal Collocation Approach. *J. Wat. Res.* Vol. 33, No. 1, pp. 73-86.
- Levenspiel, O., 1998. *Ingeniería de las Reacciones Químicas*. Editorial Reverté. Barcelona, España. 638 P.

- Mejía, J.H., 1999. Diseño, construcción y evaluación de un reactor UASB para el tratamiento de aguas residuales. Tesis de grado, Ing. Químico. Facultad de Ciencias de Tecnología. Lima
- Narayanan, B., Hough, S. and Ooten, R., 2000, New Hypothesis for Secondary Clarifier Performance Under Hydraulically Limited Conditions. *Water Environmental Research*, vol 72, pp. 116-126.
- 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. 3ra. Ed. Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín.
- Rivas, A., Irizar, I. and Ayesa, E. 2008 Model-Based Optimisation of Wastewater Treatment Plants Design. *Environmental Modelling & Software* 23, pp.435-450.
- Saravanan, V. and Sreekrishnan, T., 2008. A Mathematical Model for a Hybrid Anaerobic Reactor. *Journal of Environmental Management* 88. pp.136-146.
- Soto, M., Méndez, R. and Lema, J., 1993. Methanogenic and non-methanogenic activity tests. Theoretical basis and experimental set up. In: *Water Research*. Vol. 27, No. 8, pp. 1361 - 1376.
- Swaine, D.E. and Daugulis, A.J. 1989. Liquid Residence Time Distributions in Immobilized Cell Bioreactors. *Biotechnology Bioengineering*. 33. pp.604-612.
- Wolf, D. and Resnick, W. 1963. Residence Time Distribution in Real Systems. Institute of Technology. Haifa, Israel. Chemical Engineering Department.

