

20/1/92  
20/1



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

MODELAMIENTO MATEMATICO DE UN REACTOR  
ROTATORIO (REACTOR DE BIODISCOS): ESTUDIO  
DEL EFECTO DE LA TEMPERATURA, LA CARGA  
ORGANICA Y LA VELOCIDAD DE ROTACION.

T E S I S

Que para obtener el Titulo de  
INGENIERO QUIMICO  
p r e s e n t a

JOSE LUIS LOPEZ MARTINEZ



México, D. F.

1992

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

1. Resumen
2. Introducción
3. Reactores de biopelícula
- 3.1 Generalidades
- 3.2 Reactor biológico rotatorio o de biodiscos
4. Metodología
5. Resultados
6. Análisis de resultados
7. Conclusiones y recomendaciones

Reconocimientos

Bibliografía

Apéndice

Índice de figuras

Índice de gráficas

Índice de tablas

## 1. Resumen

El interés creciente acerca de la conservación y mejoramiento de los recursos naturales, en particular con la calidad de los recursos acuíferos, ha llevado a un cambio en el pensamiento. Se busca ahora diseñar con tecnologías limpias o, si no es posible alcanzar esta meta por problemas tecnológicos, se busca abatir la generación de efluentes contaminados de todo tipo, industriales y domésticos. Para esto se han desarrollado una serie de dispositivos tanto de control, como de tratamiento de contaminantes. Los problemas graves están en torno a la gran cantidad de agua que las industrias utilizan en sus procesos, en donde el agua es contaminada tanto física, como química y biológicamente. Estas aguas residuales, al ser arrojadas al entorno, hacen que éste sufre un grave deterioro ecológico.

En este rubro un sistema que ha demostrado una alta eficiencia de operación, a la vez que costos de operación menores, es el sistema de tratamiento aerobio de contacto rotatorio, conocido como reactor biológico rotatorio o reactor de biodiscos y, generalmente se le señala con las siglas RBR.

Se han realizado múltiples investigaciones en torno a este sistema, con el fin de poder controlar más eficientemente el proceso, minimizando inversión de capital y costos de operación y maximizando eficiencias de remoción de contaminantes. Para poder encontrar estas condiciones óptimas realizando un número menor de experimentos, se ha probado la utilización de expresiones matemáticas que permitan modelar adecuadamente el comportamiento del RBR, con lo que se disminuirían los costos de experimentación, permitiendo además el escalamiento de las unidades de tratamiento para niveles industriales.

La realización de esta correlación entre datos teóricos y experimentales requiere la definición de las variables de operación que afectan al proceso.

Experimentalmente se ha encontrado que la temperatura del sistema, la velocidad de rotación de los biodiscos, el tiempo de residencia hidráulica, el número de etapas del sistema, así como la concentración de materia orgánica inicial podrían definir el dimensionamiento del RBR (volumen de trabajo y área de contacto).

Consecuentemente, con estas premisas se procedió a procesar una serie de datos experimentales, para reactores de diferentes volúmenes de trabajo y operando a diferentes. Sus capacidades eran de 20, 50 y 250 L.

De acuerdo con estudios previos, se propuso un modelo de tipo exponencial para modelar el efecto de estas variables sobre la eficiencia de remoción. Posteriormente, se realizó un análisis de los resultados obtenidos para evaluar el efecto de la variable sobre la capacidad de remoción. Se encontró que al aumentar la

temperatura, también se aumentaba la capacidad depurativa del sistema, especialmente en el intervalo idóneo para el crecimiento microbiano (10-30°C).

Con respecto a la velocidad de rotación se pudo observar que a altas velocidades de rotación aumentaba la remoción, debido a que se aumentaba la transferencia de oxígeno y de nutrientes hacia la biopelícula, así como la eliminación del exceso de microorganismos adheridos a la biopelícula. Aquí también se tiene el límite impuesto por los esfuerzos cortantes del agua sobre la biopelícula que dan un máximo a esta variable ya que al rebasarse la biopelícula desaparece de la superficie inerte.

En cuanto al tiempo de residencia hidráulica se encontró una dependencia directamente proporcional con la remoción. Aquí la limitante se refiere al dimensionamiento del equipo y, consecuentemente, a su costo de capital.

También se observó que, conforme el número de etapas aumentaba, la remoción también lo hacía (reactores de flujo pistón sobre reactores perfectamente mezclados en cascada). Sin embargo, es importante mencionar que la remoción más considerable se lleva a cabo en las primeras cámaras, debido principalmente a las características de biodegradabilidad de los substratos mas que al proceso tipo de reactor.

Otro factor se tomó en cuenta es la concentración inicial y la composición de la materia orgánica soluble a remover que presenta el efluente, ya que se observó que debe incrementarse la cantidad de oxígeno disuelto presente si se desea mantener una tasa de remoción constante. En caso de que esta variable se mantenga constante, la remoción disminuye conforme se aumenta la concentración de substrato orgánico inicial.

Se propusieron una serie de expresiones matemáticas, que pudieran representar el comportamiento de los RBRs experimentales. De todas esas expresiones matemáticas, se escogió a la que mejor representó el proceso de remoción de la materia orgánica.

A pesar de haber escogido la mejor expresión, se puede apreciar que todavía existen desviaciones con respecto a los datos obtenidos experimentalmente. Estas desviaciones se pueden atribuir al hecho de que en el sistema de tratamiento de aguas, los microorganismos que son los responsables de la degradación de la materia orgánica, son afectados por innumerables variables (no solamente las señaladas aquí), especialmente, los llamados factores abióticos como el pH, la alcalinidad, la composición de la materia orgánica disuelta en el efluente a tratar, etc.

Todos estos factores alteran grandemente el comportamiento de los microorganismos y, si a esto se le unan los errores inherentes a la forma de las expresiones matemática propuestas, que se derivan de un modelo de tipo exponencial (que no

necesariamente refleja los fenómenos de metabolismo de la materia orgánica entre la primera cámara o etapa y las subsiguientes), los errores se incrementan grandemente.

Para tratar de incluir estas variables se requiere de metodologías experimentales más complejas, además de obtener expresiones matemáticas más complicadas que no necesariamente garantizan la reproducibilidad de los efectos de estas variables en sistemas a mayor escala.

La ecuación propuesta es bastante sencilla, considerando estas limitaciones y da resultados que no difieren grandemente con lo que se obtuvieron en los experimentos. Por otro lado, las desviaciones se reducen cuando se trabaja a condiciones intermedias de temperatura, es decir entre 15 y 25 grados centígrados. Esta es la siguiente:

$$S = S_0 \exp - (T^a TRH^b N^c W^d) D k$$

donde T es la temperatura en Kelvin, TRH es el tiempo de residencia hidráulico que está dado en minutos, N es el número de cámara, etapas o reactores perfectamente mezclados conectados en serie (para considerar el sistema como un reactor de flujo tapón o pistón), W son las revoluciones por minuto con las que gira el tren de discos del RBR, D es el diámetro de los discos y está dado en metros, k es una constante de proporcionalidad para convertir el exponente en adimensional, los exponentes a, b, c, d son los exponentes que afectan a las variables de operación seleccionadas. Dichos exponentes varían conforme cambian las condiciones de operación. Así por ejemplo,  $a = [22 / (333 - T)]$ ,  $b = [TRH * 7.6 \cdot 10^{-5}]$ ,  $c = N / 21$ ,  $d = [W * 0.0006]$  y  $k = 166$ . Estos exponentes se obtuvieron empíricamente.

La ecuación obtenida da sus mejores resultados bajo condiciones de temperatura entre 13-25°C. Además, se ha visto que para tiempos de residencia hidráulica grandes existe aumento en el error con respecto a lo que se tiene experimentalmente. Un resultado importante de esta ecuación es que se pudieron modelar de forma adecuada diferentes condiciones de operación y diferentes capacidades de tratamiento de efluentes, por lo que se abre la posibilidad de utilizarla para escalar reactores a niveles prototipo e industrial.

## 2. Introducción

A últimas fechas ha crecido la preocupación y la concientización acerca de la importancia de la preservación y la calidad de los recursos naturales, tales como agua, aire y suelo; que son severamente contaminados por desechos tanto de índole industrial como domésticos. Este proceso de contaminación tuvo en la revolución industrial un aceleramiento, que se ha ido aumentando constantemente con el desarrollo, tanto industrial como agrícola y de población. Se ha llegado a una saturación de contaminantes en el medio ambiente que ha empezado a romper el equilibrio ecológico y que pone en peligro el desarrollo de la vida humana en la tierra.

El problema de la contaminación se puede dividir en dos, el industrial (incluyendo las actividades agropecuarias y pesqueras en el esquema global) y el doméstico, los cuales deben ser resueltos. Por lo que se refiere al problema de la industria, algunos giros utilizan grandes volúmenes de agua en sus procesos y ésta, es contaminada de muy diversas formas, tanto física, como química y biológicamente.

La materia orgánica al ser metabolizada por las bacterias presentes en las fuentes acuíferas, acaban con las reservas de oxígeno y las condiciones se vuelven anaerobias, ocasionando un desequilibrio en el sistema ya que el nivel de oxígeno que está disuelto en las fuentes acuíferas, combinado con otros factores determinan la vida de la flora y fauna del sistema.

La demanda química de oxígeno, conocida con sus siglas en español como DQO, es una medida del contenido de materia orgánica total, sea o no biodegradable. La demanda bioquímica de oxígeno, conocida como DBO, por el contrario, representa la cantidad de oxígeno realmente consumido por los microorganismos durante el metabolismo de materia orgánica (evidentemente biodegradable). Una suposición generalmente aceptada es que es una reacción equimolecular, esto es, que por cada mol de oxígeno consumida hay una mol de materia orgánica metabolizada. Esta última prueba puede hacerse a diferentes temperaturas y por ello se le encuentra en ocasiones con un superíndice o exponente que indica la temperatura a la que fue medida la cantidad de oxígeno consumida y con un subíndice que indica el número de días que duró el experimento respirométrico ( $DBO_{t, T}^D$ ), sería la demanda bioquímica de oxígeno última, esto es hasta que ya no hay más respiración llevada a cabo a 20°C).

El problema es grave ya que, además de contaminar los cuerpos receptores de estas aguas usadas, muy seriamente (suelo o fuentes hídricas), se están contaminando mantos freáticos e incluso mantos profundos. Para tratar de disminuir el efecto negativo de la contaminación se están introduciendo lo que se conocen como tecnologías limpias, que se refieren, no solamente a cambios en los procesos sino a una serie de cambios de mentalidad

para recuperar, reciclar y reutilizar insumos y productos obteniendo procesos menos contaminantes y eficientes con ahorros substanciales en costos de operación.

Existen sin embargo, casos en los que a pesar de buscar todas las opciones posibles, se generan efluentes y por más que se trate de disminuir su emisión de contaminantes, ésta sigue presente o se requieren muy grandes inversiones para resolver el problema. Así que otra opción viable es la instalación de sistemas de tratamiento de aguas residuales que logren procesar los efluentes contaminados resultantes del proceso, buscando la minimización de subproductos del tratamiento, su estabilización y adecuada disposición, así como una calidad aceptable en el agua tratada, conocida como renovada, para poder reutilizarla dentro del proceso, lo que implicaría la disminución de los requerimientos de agua de proceso y abatiendo un poco los costos de operación. El agua tratada se puede utilizar también como agua de riego o, simplemente, dado que se obtienen efluentes menos contaminados, dentro de los intervalos permisibles que dictan las nuevas leyes de protección del medio ambiente, pueden vertirse sin ningún problema al entorno.

Además de la concientización de la preservación de los recursos naturales, las industrias están siendo obligadas, mediante legislaciones específicas, a tener un máximo de contaminantes específicos a su giro en sus efluentes de proceso, los cuales si se violan, dan como resultado muy serias sanciones (económicas y legales).

Estas plantas de tratamiento de aguas pueden operar con diversos sistemas, los cuales presentan ventajas y desventajas, dependiendo del tipo de contaminantes, de las condiciones en que se encuentran los efluentes (temperatura, pH, etc) y de innumerables factores más.

Para la selección idónea del sistema de tratamiento de efluentes, se escoge aquél o aquéllos los que mejor se adecuen a las necesidades propias del proceso, así como a las características particulares de cada empresa.

Para los giros industriales que generan efluentes que contienen material orgánico biodegradable, los procesos biológicos, que imitan a los sistemas naturales de depuración en recursos hídricos, son los más adecuados, tanto por su costo como por las posibilidades de reciclar y estabilizar los subproductos generados de manera relativamente simple. La figura 1 presenta un ciclo ecológico natural en el que puede observarse que los microorganismos que utilizan los residuos orgánicos contaminantes, especialmente los solubles, pueden ser separados de manera simple por medio de otros predadores o con métodos físicos ver figura 2.

Estos conjuntos de microorganismos (bacterias, protozoarios, micrometazoarios, metazoarios, etc) se encuentran generalmente en forma aglutinada y, a su vez, pueden estar flotantes en el agua

(conociéndose como sistemas homogéneos o floculados) o adheridos a alguna superficie inerte formando una película (se conocen como sistemas heterogéneos o de biopelícula).

Para optimizar el diseño de esas plantas de tratamiento para desechos biodegradables se han tomado esencialmente dos factores: La cinética química de conversión de los compuestos orgánicos a nuevos microorganismos y la transferencia de masa de los reactivos y los productos en el medio acuoso. Esto es particularmente aplicable a los reactores usados para convertir el material soluble a material insoluble empleando reacciones bioquímicas.

Sin embargo, para encontrar experimentalmente las constantes cinéticas y de transferencia de masa, se tienen muchas variables que no pueden ser todavía medidas con el estado actual del conocimiento. Por ello, se han generado innumerables modelos empíricos para correlacionar las variables medibles experimentalmente con los factores de diseño de los reactores involucrados.

Entonces, la idea de obtener correlaciones matemáticas, que asocien resultados experimentales con ecuaciones simplificadas derivadas de los desarrollos teóricos y que estén dentro de un intervalo de confiabilidad es una metodología muy usada actualmente. Su principal objetivo es el de que, con el modelo obtenido, se minimicen el número de experimentos y, por lo tanto, sus costos asociados, así como la implantación de modelos con los datos obtenidos a nivel de laboratorio para otros casos particulares.

Objetivos de este trabajo es la de poder obtener una correlación matemática para poder modelar el comportamiento del RBR a diferentes condiciones de operación, con el fin de poder entender y controlar el proceso de remoción de contaminantes disueltos en efluentes. Así como también poder utilizar dicha correlación para minimizar la realización de experimentos, abatiendo así tiempo y costos de experimentación, además de utilizarla como un parámetro para el escalamiento de la capacidad de tratamiento a niveles más industriales, y encontrar las condiciones más óptimas de operación.

Por lo tanto uno de los objetivos de obtener un modelo matemático es minimizar el número de experimentos y los costos asociados a su realización.

En el siguiente capítulo se presenta un breve bosquejo de los sistemas de biopelícula que serán los que se emplearán como ejemplo para la realización de la correlación matemática objeto de este trabajo.

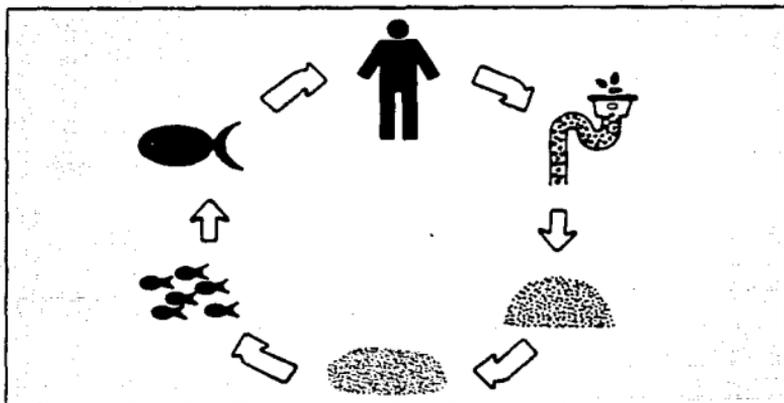


Figura 1. Ciclo ecológico natural

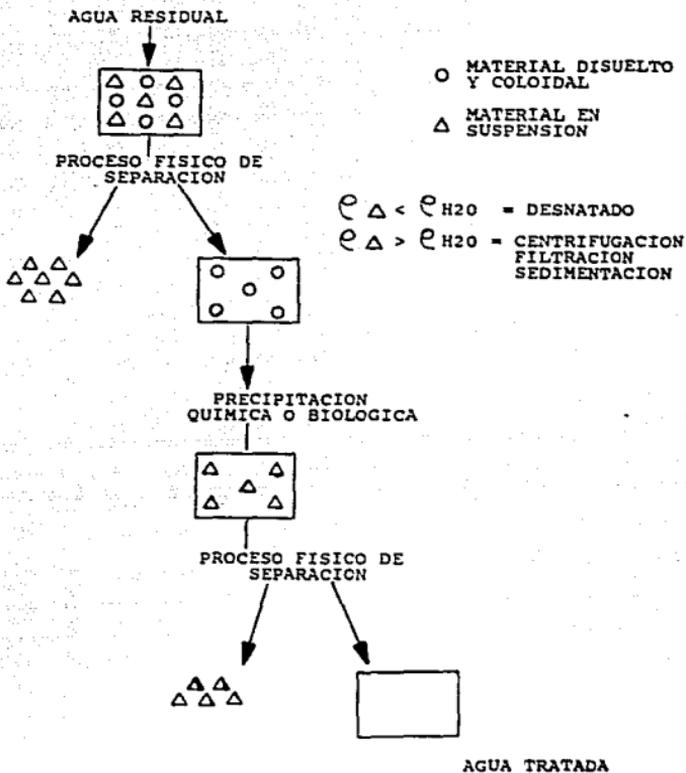


Figura 2 SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EMPLEANDO SISTEMAS BIOLÓGICOS.

## 3. Reactores de biopelícula

### 3.1 Generalidades

Son aquellos donde los microorganismos responsables de la conversión de la materia orgánica y otros contaminantes disueltos de las aguas residuales a gases y tejido celular, están fijados en algún medio de soporte inerte, como serían rocas o materiales plásticos o cerámicos.

En la biopelícula activa fija es donde se realiza la transferencia de masa entre las fases gas-líquido-sólido para la conversión de los sustratos (materia orgánica disuelta y otros contaminantes que están presentes en las aguas residuales), a bióxido de carbono y agua y nuevos microorganismos. A partir de esta conversión es posible que los microorganismos presentes obtengan la energía suficiente para mantener su metabolismo basal y, mediante la reproducción, incorporar nuevos microorganismos al medio de soporte aumentando, tanto el espesor de la biopelícula como la cantidad de microorganismos en forma floculada en la fase líquida.

Los sistemas de película fija se pueden clasificar en sistemas de medio de soporte estacionario y en sistemas de soporte en movimiento.

En los sistemas de soporte estacionario, el agua de desecho pasa a través del medio de soporte y en los sistemas de soporte en movimiento, el medio de soporte se mueve a través del agua en tratamiento. En ambos casos el agua de desecho se mueve en relación a la película de microorganismos y el soporte sólido a la que se fija.

Estos sistemas tienen la capacidad de transformar, mediante el metabolismo microbiano, el material orgánico disuelto a sólidos biológicos suspendidos, generalmente aglomeraciones de comunidades mixtas de organismos que pueden ser separados del agua mediante sistemas físicos.

El área disponible para el crecimiento de los microorganismos es un parámetro importante de diseño y generalmente se trata de desarrollar sistemas que provean un área de contacto máxima con el menor volumen.

El material orgánico disuelto en las aguas es adsorbido en la biopelícula. Este fenómeno de difusión de los nutrientes y el oxígeno del aire al líquido y del líquido hacia adentro para ser metabolizado por ésta es de suma importancia en el proceso de metabolización de la materia orgánica, por lo que la resistencia de las fases gas-líquido y líquido-sólido (biopelícula) son parámetros que deben de tomarse en cuenta.

La biopelícula se forma debido a que las bacterias se comportan como partículas cargadas y son adsorbidas y ancladas en

interfaces sólido-líquido, para después multiplicarse y crear una biopelícula de microorganismos, donde se realiza el proceso de conversión de la materia orgánica (Williams, 1986; Metcalf, 1979).

La biopelícula ya formada empieza a aumentar en espesor al multiplicarse los microorganismos que la constituyen, hasta llegar a un punto en que el oxígeno que se difunde en la biomasa, es consumido antes de penetrar el espesor total de la biopelícula. Este fenómeno hace que se establezca una condición anaerobia en la parte próxima al medio de soporte inerte.

Conforme el espesor de la biopelícula aumenta, la materia orgánica es también metabolizada antes de que llegue a lo más profundo de la biopelícula, teniendo como resultado que los microorganismos cercanos al medio de soporte, pasen de una fase de crecimiento exógeno a una de crecimiento endógeno, perdiendo la habilidad de anclaje al material de soporte y, debido a los esfuerzos cortantes ocasionados por el biodisco cuando penetra al efluente a tratar, favorece que se vaya paulatinamente desprendiendo del biodisco (Winkler, 1980).

La anaerobiosis se ha propuesto como la causa de la iniciación del proceso de desprendimiento de la biopelícula, debido a que, por el crecimiento endógeno, hay un deterioro o muerte de las capas más profundas y, por lo tanto, ocurre un desprendimiento de la biopelícula. Las condiciones anaerobias también dan ocasión a la formación de burbujas de gases anaerobios (metano, ácido sulfhídrico, etc), que provocan que la biopelícula se empiece a desprenderse del soporte inerte. Ya debilitada la película en su adherencia al medio inerte de soporte, el esfuerzo cortante que sufre la biopelícula al friccionarse contra el agua de desecho, acaba por arrancarla.

Dada la importancia que radica en el conocimiento del comportamiento de la biopelícula, se han realizado diversos trabajos experimentales, para determinar el efecto del espesor de la biopelícula en la eficiencia de remoción de contaminantes de la fase líquida, así como los modelos propuestos para determinarla (Gantzer, 1987; Metzger, I, 1976; Mikula, W.J., 1979).

Estos modelos han resultado bastante complejos, además de que no han proporcionado resultados satisfactorios, puesto que se han realizado bajo la suposición de condiciones de régimen permanente (Gantzer, 1987). También se han ideado modelos para condiciones no estacionarias.

Se ha encontrado que las limitaciones en el transporte, tanto de la materia orgánica que lleva el agua residual como la transferencia de oxígeno, es sumamente importante para el comportamiento del sistema (Wagner, 1986).

Dado que los responsables de la conversión química de los contaminantes son los propios microorganismos, su rol es crucial para la eficiencia del sistema. Factores ambientales

(temperatura, pH, etc) y factores químicos (compuestos tóxicos, exceso de sales, etc) alteran su comportamiento (Turakhia, 1989). El efecto del calcio, por ejemplo, en el cual un incremento en la concentración de calcio durante el crecimiento, significa un incremento en la velocidad y extensión de la concentración del polímero aglutinante que promueve la adhesión de los organismos al soporte y a otros organismos.

También se han realizado estudios para biopelículas anóxicas, con nitrato de potasio como el aceptor de electrones y se ha experimentado con diferentes donadores de electrones durante las reacciones de desnitrificación (Hu, 1987).

La purificación anaerobia de la fracción orgánica soluble en aguas residuales industriales, se puede llevar a cabo en este sistema también modificando solamente las variables que conciernen a la difusión del oxígeno hacia la biopelícula por las de los gases generados anaerobiamente en la biopelícula hacia afuera (Gorris, 1989).

Como se puede ver existe muchos trabajos experimentales, en los cuales se busca observar el comportamiento de la biopelícula. Estos trabajos se han realizado, tanto a diferentes condiciones de operación, régimen estacionario y no estacionario, así como para organismos aerobios, anaerobios y facultativos.

En las zonas donde se depende de la biopelícula, comienza de nuevo un crecimiento de una nueva. Por esta serie de fenómenos se puede considerar al espesor de la biopelícula como autorregulable (Winkler, 1981).

Varios investigadores han demostrado que la remoción de los sustratos por la biopelícula aumenta linealmente al aumentar el espesor de ésta, hasta un nivel máximo. La eficiencia de purificación de la biopelícula alcanza ese máximo cuando se mantienen las condiciones de aerobiosis (experimentalmente se ha encontrado que, para aguas residuales domésticas, debe ser menor o igual a 250 micras) y la eficiencia de ésta puede decaer con el crecimiento de su espesor, todo esto para los sistemas aerobios.

Para los sistemas anaerobios, el factor limitante se dirige hacia la difusión de los gases hacia afuera de la biopelícula y del líquido. El espesor de la biopelícula depende de las características del agua de desecho y de las condiciones ambientales (carga de nutrientes en el sistema y de la actividad metabólica de los organismos de la biopelícula). En el caso de los sistemas aerobios velocidades a las que el oxígeno y nutrientes orgánicos se difunden en la biopelícula, dependerá de sus respectivas concentraciones en la capa líquida que está en contacto con la biopelícula.

Cuando la concentración de nutrientes es alta en el líquido, el gradiente de concentración causará una rápida difusión de nutrientes en la biopelícula, por lo que penetrarán más profundamente en la biopelícula, antes de ser consumidos.

La capa de biopelícula, mas allá de la capa activa, no es del todo irrelevante, ya que actúa como un amortiguador y da al sistema la habilidad para moderar los efectos en los cambios en las condiciones de operación, como la temperatura y la carga inicial.

Un entendimiento mejor del comportamiento de la biopelícula, como un ecosistema integrado puede llevar a tener un mejor control del reactor. -Se puede jugar con algunas variables, con el fin de obtener el espesor óptimo de biopelícula para cada caso particular.

Como ya se dijo, los sistemas biológicos pueden tener condiciones aerobias o anaerobias. Cada una de ellas presentan ventajas y desventajas. En el sistema anaerobio, la eficiencia de tratamiento no está limitada por la rapidez o velocidad de transferencia del oxígeno al sistema.

En los sistemas de biopelícula se pueden tratar desechos con alta concentración de contaminantes. Particularmente en los aerobios se tiene un ahorro de energía al no requerirse una fuente específica de aeración u oxigenación, ya que ésta se obtiene a partir de la transferencia de masa a través del aire ambiente y las películas de líquido formadas sobre la biopelícula. En el caso de los anaerobios, la transferencia de masa se vuelve menos limitante que la reacción química.

En ambos sistemas, aerobios y anaerobios, se generan gases, como ya se mencionó, principalmente CO<sub>2</sub>. En el caso de los sistemas anaerobios, además se obtiene, como producto metabólico de la actividad microbiana, metano y otros gases (principalmente ácido sulfhídrico, si existe una cantidad apreciable de compuestos azufrados en los residuos). El metano puede utilizarse como combustible. Los compuestos que son muy lentamente biodegradados en los sistemas aerobios, como son la celulosa y materiales grasos, en el anaerobio son factibles de ser biodegradados más eficientemente. Debido al olor desagradable del metano y el ácido sulfhídrico y a la necesidad de mantener la anaerobiosis, los reactores deben estar herméticamente cerrados.

El rendimiento de la biomasa es naturalmente más bajo en los sistemas anaerobios que en los aerobios y esto puede representar una ventaja cuando se piensa en la estabilización y disposición de los subproductos del tratamiento, ya que se manejan menores cantidades de lodos.

Los tiempos de residencia hidráulica en los dos sistemas (anaerobios y aerobios) pueden ser optimizados en función del tiempo de retención de los consorcios microbianos. Sin embargo, en general, los sistemas anaerobios necesitan tiempos de residencia más largos, ya que las rapideces de reacción de los complejos enzimáticos de los sistemas anaerobios son menores que las de los sistemas aerobios.

Consecuentemente, las unidades de tratamiento anaerobio

deben ser de mayor capacidad que las de tratamiento aerobio en la mayor parte de los casos. Además, las unidades requieren de hermeticidad, lo que hace aumentar la inversión.

Ejemplos de sistemas de película adherida son los siguientes: reactores empacados (filtros intermitentes de arena, filtros percoladores) y reactor de contacto rotatorio. Existe numerosa literatura que describe las bases de diseño y la operación de estos sistemas, tanto aerobios como anaerobios (Steel, 1979; Benefield, 1980; Winkler, 1981).

### 3.2 Reactor biológico rotatorio o de biodiscos

Uno de estos sistemas de biopelícula es el conocido como reactor biológico rotatorio (RBR) que se ha implantado en sistemas de tratamiento de efluentes líquidos provenientes, principalmente, de pequeñas comunidades o de industrias que no tienen volúmenes muy elevados de aguas residuales y que contengan material orgánico biodegradable.

El reactor biológico rotatorio (RBR) es un sistema compacto implantado para el tratamiento biológico de aguas contaminadas por materia orgánica disuelta. El sistema emplea microorganismos aerobios que metabolizan la materia orgánica y la transforman en nuevos microorganismos, los cuales pueden, posteriormente, separarse de manera mecánica. Está formado por varias cámaras unidas en forma secuencial e intercomunicada entre sí por conexiones de material inerte y flexible, como silicón, cada cámara cuenta con un sistema rotatorio de soporte para la biopelícula activa, acoplado a una flecha y un motor que hace girar a la biopelícula. Tanto el sistema rotatorio como las tinas contenedoras están hechas de acero inoxidable. Al recibir el reactor el agua a tratar se accionan los motores que hacen girar a la unidad rotatoria de soporte de la biopelícula, la cual se encuentra sumergida en un 40 % en el agua residual, la velocidad de rotación es constante y se genera un flujo axial. El 60 % restante está en contacto con el aire atmosférico para absorber oxígeno que los microorganismos requieren para su metabolismo.

Necesita tiempos de residencia hidráulicos cortos debido a su gran área superficial expuesta; pueden operar en un intervalo amplio de gastos; no requieren tuberías de recirculación y sus costos de operación y mantenimiento son bajos, presenta sencillez de operación.

Sin embargo, se requieren períodos largos para alcanzar la estabilidad y la inversión de capital inicial para su arranque es alta.

Este reactor funciona de manera continua ya que los nuevos microorganismos producidos se desprenden del sistema de soporte debido a los esfuerzos de corte que sufre la biopelícula al introducirse en el agua y son arrastrados por la gravedad y el

movimiento rotatorio de una cámara a otra junto con las aguas a tratar. El reactor está colocado con una inclinación de 6 grados con respecto a la horizontal para garantizar así el flujo de las aguas en tratamiento y la biomasa microbiana en suspensión.

La última cámara está conectada a un tanque sedimentador en donde se separa por gravedad los microorganismos (lodos) y el agua tratada. El principio de operación es la conversión de materia orgánica soluble (agente contaminante) a material orgánico insoluble (lodos) que pueden separarse de manera simple por medio de un sedimentador o clarificador.

El RBR encuentra su mayor aplicación en el tratamiento de aguas negras (domésticas) y de efluente líquidos industriales que contienen material biodegradable en disolución. Su diseño compacto le da ventaja sobre otros sistemas tradicionales, sobre todo en consumo energético (el sistema de lodos activados requiere de 8 a 11 HP/mil m<sup>3</sup>/d mientras que para el RBR se requiere solamente 2.65 HP/mil m<sup>3</sup>/d) y además resultan ideales para plantas que procesan volúmenes entre 4,000 y 75,000 m<sup>3</sup>/d.

Se requieren 0.15 m<sup>2</sup> de medio inerte para tratar 0.004 m<sup>3</sup>/d para tratar aguas residuales domésticas.

Además, con el RBR se han obtenido buenos resultados, tanto en efluentes domésticos como en industriales que posean altos contenidos de materia orgánica disuelta y que, tiene además bajos costos de operación, requerimientos limitados de espacio y simplicidad en su manejo; se han venido estudiando desde finales de la década de los setentas.

Esta información ha servido para tratar de entender con mayor profundidad el proceso y así, poderlo controlar e implantarlo de forma más amplia y eficaz.

Este estudio, como se mencionó en el capítulo anterior, se ha abocado a la elaboración de una correlación que dé el modelamiento de un RBR a diferentes condiciones de operación y de diseño, con el fin de minimizar los costos de experimentación y tener una base para realizar un escalamiento de la capacidad de tratamiento y usarlo a escalas industriales o municipales.

Este sistema consta de una serie de discos de plástico que son los que actúan como medio de soporte. Están montados sobre una flecha, la cual a su vez está conectada a un motor. Figura 3. Los discos rotan lentamente y, para los sistemas aerobios, generalmente alrededor de un 40% del área superficial de estos se encuentra sumergida en al agua de desecho.

Cuando el reactor arranca, inmediatamente los microorganismos que se encuentran en fase natural en el agua de desecho, empiezan a adherirse en la superficie del disco y empiezan a multiplicarse hasta que en un período de aproximadamente una semana, toda la superficie del disco se encuentra cubierta por una biopelícula de un espesor de 1 a 4 mm.

La biomasa adherida contiene de 50 000 a 100 000 mg/L de sólidos suspendidos. Esta alta población de microorganismos permite altos grados de tratamiento en tiempos de retención relativamente cortos.

Para los reactores aerobios, al rotar los discos, una parte de la biopelícula es expuesta al aire y ésta, a su vez, arrastra una película de agua en tratamiento, que escurre sobre la biopelícula, absorbiendo oxígeno del aire. Los microorganismos de la biopelícula consumen este oxígeno disuelto y los materiales orgánicos de la película de agua.

La biopelícula expuesta al aire, también consume materia orgánica y oxígeno disuelto al encontrarse sumergida en el agua a tratar. El oxígeno disuelto que no es consumido en la película de agua de desecho se mezcla con los componentes del licor, lo que mantiene una concentración determinada de oxígeno disuelto en el líquido, la cual es una medida indirecta de la aerobiosis del sistema.

Los esfuerzos cortantes generados al volver a entrar la biopelícula al agua y pasar a través de ella, causan que el exceso de biomasa sea arrancada del medio de soporte y pase a formar parte de la mezcla de licor. Este fenómeno, como ya se mencionó, mantiene una población microbiana relativamente constante sobre los biodiscos. El mezclado generado por la rotación de los biodiscos, provoca que la biomasa desprendida se mantenga en suspensión y el flujo de agua en tratamiento se encarga de sacarla del sistema para, posteriormente, ser separada del agua tratada en un sedimentador, que es justamente el principio de depuración.

El medio de soporte, operando de esta manera, tiene las siguientes funciones :

- 1.- Proveer el área superficial para el desarrollo de cultivos biológicos fijos.
- 2.- Implantar un contacto vigoroso entre la biopelícula y el agua a tratar.
- 3.- Airear eficientemente al agua de desecho.
- 4.- Lograr un mecanismo eficiente para el desprendimiento constante del exceso de biomasa en los biodiscos.
- 5.- Impartir un mezclado para mantener los sólidos generados en suspensión y lograr un mezclado adecuado en cada etapa de tratamiento.

La biopelícula tiene un aspecto afelpado y presenta muchos filamentos microscópicos, hacia afuera de la biopelícula. Esto representa una área superficial más grande, por lo tanto da una porción más grande de biomasa aerobia activa. La rugosidad se

debe a la acción de la rotación de los biodiscos que, al hacer pasar la biomasa por el agua y el aire, ocasiona la formación de los filamentos. Este efecto se hace más pronunciado en las etapas iniciales, donde el crecimiento de los microorganismos es mayor por la mayor concentración de compuestos orgánicos disueltos disponibles.

La capacidad depuradora de la biopelícula activa, alcanza su máximo cuando existe una capa delgada completamente aerobia, disminuyendo su eficiencia al incrementarse el espesor, transformándose las condiciones en anaerobias. (Kornegay, 1975; Escarcega y Pulido, 1986).

Durante el proceso de remoción se llevan a cabo fenómenos de difusión de sustratos y metabolitos disueltos de manera recíproca entre el líquido y la biopelícula floculos suspendidos.

El crecimiento filamentosos es limitado por la resistencia de la biopelícula al esfuerzo cortante causado por la rotación, por lo tanto, se tiene un espesor relativamente homogéneo.

La primera unidad de RBR fue inventada en Alemania por Weigand en 1900. El reactor era de forma semicilíndrica y los discos eran láminas de madera pero, desafortunadamente, se hinchaban y partían en un tiempo muy corto. Por ello, no fue muy exitoso. Esta idea idea no fue retomada sino hasta la década de los treinta, en que Bach e Imhoff, también en Alemania, hicieron pruebas con la idea de Weigand. Estas primera unidades sufrían de problemas de taponamiento en las láminas y la investigación de este equipo se detuvo nuevamente.

En 1929, en los Estados Unidos, Allen reportó la invención de la "rueda biológica". Esta "rueda" consistía de una serie de ruedas de paletas que rotaban. En el mismo año, Donan reportó resultados obtenidos en un equipo que utilizaba discos rotatorios metálicos. Sin embargo los resultados no fueron muy alentadores.

En la segunda mitad de la década de los cincuentas, la idea fue considerada seriamente en Alemania y en el año de 1955 comenzó una investigación extensiva en la Universidad de Stuttgart, por Hans Hartmann y Franz Pöpel, quienes experimentaron con discos de madera y discos de plástico de un metro de diámetro, en movimiento rotacional en el agua de desecho. Casi al mismo tiempo, empezó a utilizarse el poliestireno expandido como material de construcción del biodisco, el cual era barato. Los trabajos de Pöpel y Hartmann, junto con el nuevo material, dieron como resultado un nuevo proceso comercial para el tratamiento de aguas, patentado y comercializado por Stengelin.

En 1957, Stengelin empezó a fabricar discos de poliestireno expandido de 2 a 3 metros de diámetro para plantas de tratamiento de aguas. La primera instalación comercial entró en operación en 1960 y el uso del proceso el uso del proceso fue aceptado en Europa, por su simplicidad y su bajo costo de operación.

Entre 1960 y 1965, Allis Chalmers introdujo nuevamente el sistema en Estados Unidos. En 1969 se llevó a cabo la primera instalación comercial en una pequeña fabrica de queso. El primer nombre usado para el sistema, en Estados Unidos, fué el de "biodiscos".

En 1970, Allis-Chalmers creó una filial, Autotrol Corp., para comercializar esta tecnología. En esas fechas, los discos de poliestireno todavía no eran competitivos con el proceso de lodos activados. Hasta 1972, Autotrol había vendido solo unos cuantos reactores de "biodiscos" para el tratamiento de aguas pero, en 1972, Autotrol anunció el desarrollo de un nuevo soporte, construido con placas corrugadas de polietileno, conocido como "biosurf". Esto incrementó el área superficial. A raíz de esta modificación, el uso comercial de los reactores rotatorios aumentó de forma constante. En 1976 ya existían en Estados Unidos y Canadá más de 50 instalaciones.

En Europa existen más de mil instalaciones, principalmente en Alemania, Austria, Gran Bretaña y países escandinavos. Su uso ha aumentado debido a los crecientes problemas de costos en la utilización de energía, además de su simplicidad y su poca necesidad mantenimiento.

En los RBRs, se pueden encontrar dos tipos de sistemas, sumergido y no sumergido.

El RBR sumergido se utiliza en la desnitrificación o en sistemas anaerobios. No está muy difundida esta operación.

El RBR no sumergido o aerobio es el más común y se usa principalmente en la remoción de material orgánico rico en compuestos carbonosos, pero también se puede utilizar en la desnitrificación.

El RBR, por su gran área superficial, requiere de períodos más cortos de contacto que sus homólogos floculados para la misma carga orgánica, puede manejar gastos en un gran intervalo aunque siempre menores a 4.4 m<sup>3</sup>/seg, ya que si son mayores se requiere de un número muy grande unidades y ya resulta antieconómico. Existen unidades comerciales sencillas con diámetro de discos de 3.7 metros y una longitud de 7.6 metros.

Se ha descrito el desarrollo de la biopelícula, especialmente para los sistemas aerobios, de la forma siguiente:

(a) La película se muestra en las primeras de crecimiento. Esta es de forma gelatinosa que está fijada al soporte y la población de microorganismos se encuentra en forma dispersa, en esta fase la densidad de población es baja.

(b) y (c) El crecimiento de los microorganismos se lleva a cabo aceleradamente y no existen limitaciones de oxígeno o de nutrientes. En este caso la densidad empieza aumentar rápidamente.

(d) Los microorganismos de las capas interiores comienzan a destruirse cuando el oxígeno se torna en factor limitante. Los microorganismos empiezan a cesar sus funciones aerobias y comienzan a ocurrir reacciones de fermentación o anaerobias. Entonces las condiciones cambian y se hacen propicias para el crecimiento de algunos microorganismos anaerobios. Y los organismos aerobios muertos empiezan a constituirse como los nutrientes que son consumidos por los microorganismos sobrevivientes, por lo que empieza a disminuir su densidad de población.

(e) Los organismos anaerobios se ajustan a las nuevas condiciones del medio y empieza a aumentar su densidad de población rápidamente.

(f) Se llega a unas condiciones estables.

(g) La condición de estabilidad persiste hasta que los nutrientes adheridos al soporte se agotan.

En este momento, los microorganismos de las capas interiores mueren, lo cual hace que se pierda el anclaje y, por lo tanto que exista un desprendimiento de la biopelícula. El oxígeno del aire ambiente se disuelve en la superficie de la capa líquida en movimiento y es transferido a la biopelícula. Su capacidad de disolución depende principalmente de la temperatura. Esto debe tomarse en cuenta principalmente para la operación de estos sistemas en climas templados y cálidos.

El medio de soporte usado en estos sistemas de tratamiento, como ya se dijo, está diseñado para presentar una gran superficie de contacto entre la capa líquida y el aire, mejorando la absorción de oxígeno en la capa líquida, y una gran área de contacto entre el líquido y la biopelícula asegurando la transferencia de nutrientes y oxígeno a los microorganismos.

De aquí se desprende que las resistencias a la transferencia de masa de la película y la biopelícula son significativas y generalmente controlan el comportamiento del sistema figura 4.

Las variables principales, consecuentemente, que afectan el proceso son:

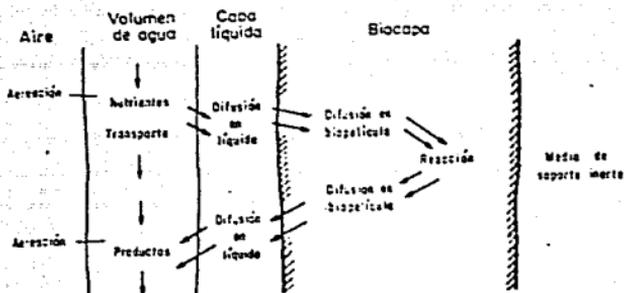
- 1.- Temperatura.
- 2.- Carga orgánica.
- 3.- Velocidad rotacional.
- 4.- Número de etapas (acercando el comportamiento del reactor de un reactor perfectamente mezclado a un reactor de flujo pistón o tapón)
- 5.- Tiempo de residencia.

La temperatura es un factor muy importante por sus efectos sobre los microorganismos. En general, bajas temperaturas causan que las reacciones de degradación sean un poco más lentas. Por otro lado, la viscosidad del líquido aumenta al disminuir la temperatura, lo cual origina un mayor gasto de energía del sistema y una disminución en la rapidez de difusión de nutrientes (Rittmann; B.E., 1983; Muck, R.E., 1974).

Se ha visto experimentalmente, que variaciones de temperatura entre 12.7 y 32°C, no afectan mayormente el comportamiento del RSR. Temperaturas mayores de 32 centígrados modifican la composición microbiana, aumentando el número de microorganismos termofílicos y disminuyendo los mesofílicos. Los organismos mesofílicos son más eficientes en los procesos de degradación de materia orgánica que los termofílicos.

Por tanto, temperaturas abajo de 12.7 centígrados y arriba de 32°C generarán una baja renovación del material orgánico.

Además, como ya se mencionó, la temperatura afecta también a la solubilidad del oxígeno, ya que a temperaturas mayores disminuye su solubilidad, ocasionando que el sistema opere en condiciones de limitación de oxígeno.



**Figura 3.** Diagrama esquemático de las resistencias de transferencia de masa en un RBR.

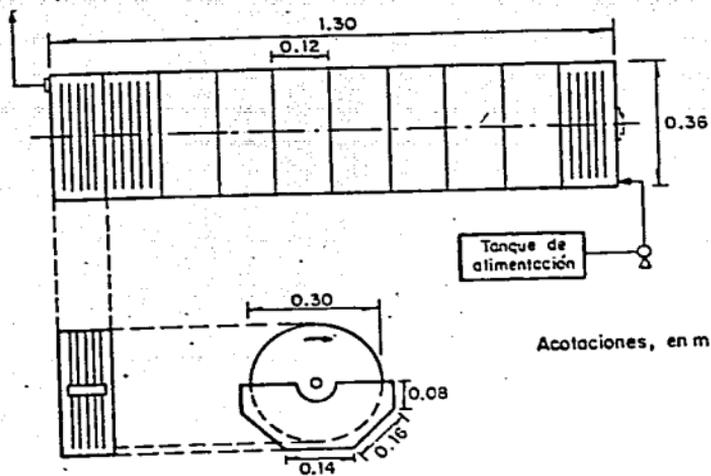
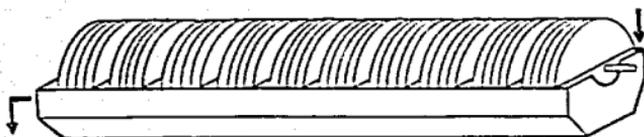


Figura 4. Esquema de un RBR.

La carga orgánica debe de utilizarse como parámetro de diseño. Debe de tomarse en cuenta que en un proceso aerobio, se requiere 1 kg oxígeno/kg materia orgánica soluble, medida como demanda bioquímica de oxígeno ( $DBO_5$ ), para satisfacer la demanda metabólica microbiana, por lo que para tener ese sistema aerobio, debe de cuidarse la cantidad de material orgánico biodegradable ( $DBO_5$ ) que llega a la primera etapa con relación a la cantidad de oxígeno que es posible transferir en ésta. Se debe de tener, por etapa, la máxima carga orgánica por unidad de área para tener el máximo de eficiencia, para así tener el menor desperdicio de área activa en las últimas etapas del reactor (Ito, K. y Matsuo, T. 1980).

Al aumentar la velocidad de rotación, el contacto entre la biomasa y los substratos, la aireación y el mezclado aumentan y, por lo tanto, se obtiene una mayor eficiencia, pero también el consumo de energía se incrementa más rápidamente que los beneficios derivados de un aumento de velocidad (Friedman y Robbins, 1980).

Además, se generan esfuerzos de corte altos que incrementan el desprendimiento de la biopelícula. Se debe utilizar la velocidad de transferencia de oxígeno por unidad de superficie de disco, como base de escalamiento, ya que es favorecida con el aumento de la velocidad rotacional.

Para propósitos prácticos, el criterio de la velocidad rotacional para escalamiento, es correcto. Es decir, mientras mayor sea ésta, mayor será la transferencia de oxígeno, el "barrido" de la biomasa por el agua de desecho aumentará y la reducción del contenido de material biodegradable disuelto también se incrementará. Sin embargo, como todo, tiene un máximo, ya que si resulta excesiva desprende totalmente la película y no deja que se forme una nueva. Finalmente, ese máximo también depende del consumo energético, por lo que debe existir un compromiso entre estos tres factores.

Por lo que respecta al número de etapas, se ha encontrado experimentalmente que la eficiencia de remoción de materia orgánica soluble es mayor en las primeras cuatro etapas. La remoción decrece en las etapas posteriores como resultado de la composición de la materia orgánica remanente ya que los microorganismos consumen el material más fácilmente metabolizable en los primeros estadios.

Sin embargo, el uso de un número mayor de etapas tiene un efecto estabilizador en la consistencia de la calidad del agua tratada, ya que se tiene más capacidad amortiguadora para variaciones en la composición y concentración de materia orgánica disuelta en las aguas a tratar, lo que dará como efecto global, una minimización en las desviaciones del promedio de calidad del tratamiento. Evidentemente, el límite al número de etapas de estabilización está dado por el costo de estas "etapas excedentes" versus su capacidad amortiguadora.

Otros factores que deben de tomarse en cuenta son las características de pH, alcalinidad, etc, ya que se ha observado que, para un funcionamiento adecuado del RBR, el pH debe estar entre 6.5 y 8.5 ya que los óptimos de crecimiento de la mayoría de los microorganismos se encuentran en este intervalo. La alcalinidad es una medida de la acción amortiguadora del CO<sub>2</sub> formado por los propios microorganismos y el que solubiliza del aire para el pH del líquido en tratamiento. La medición de la alcalinidad permite prevenir cambios bruscos de pH debido a las reacciones que ocurren durante la degradación del material orgánico (Norouzian, 1983).

El pH, puede considerarse también como un indicador del funcionamiento del sistema, es decir, si hay un descenso del pH en las primeras etapas del sistema, significa que el RBR está operando bajo condición limitante de oxígeno (formación de ácidos orgánicos por bacterias acidogénicas anaerobias). Una caída del pH en las etapas finales, indica que está ocurriendo una nitrificación.

Aunque muchos aspectos de la estructura celular y del funcionamiento están influenciados por el pH, es la actividad catalítica de las enzimas la que es especialmente sensible a este factor.

Por lo tanto, para realizar el modelamiento de un RBR se deben tomar en cuenta las variables de operación mencionadas arriba: la temperatura del sistema, la velocidad de rotación del soporte, la carga orgánica inicial, el número de etapas y el tiempo de residencia. Estas variables son las que más influyen en el proceso de remoción. En general, las otras condiciones se consideran constantes en los diversos experimentos realizados, por lo que casi nunca se incluyen en el modelamiento.

En este trabajo, como se mencionó en el primer capítulo, se buscará una correlación empírica entre estas variables para diferentes experimentos realizados en reactores biológicos rotatorios.

En el siguiente capítulo se presentan las bases en las que se sustentó este trabajo.

### 3. Metodología

Para poder obtener una correlación acerca del comportamiento de un RBR, para el tratamiento de efluentes, se procedió a obtener información experimental que han realizado diversos investigadores, con objeto de definir el efecto de las diferentes variables en el proceso. Este sería el primer paso de un proyecto global cuyo objetivo final será el de modelar el sistema para, posteriormente, optimizar su operación, reduciendo consumos energéticos y aumentando la eficiencia de remoción de contaminantes.

De los trabajos publicados en la literatura, se encontraron algunos en los que se modificaban, tanto el volumen del reactor como la temperatura del sistema, la velocidad rotacional de los biodiscos, el tiempo de residencia hidráulica del efluente a tratar, así como la concentración inicial de contaminantes presentes en el efluente.

Con estos datos experimentales se empezó la labor de definir una ecuación que pudiera representar esos resultados y que, simultáneamente, tenga un número de constantes empíricas reducido.

Los términos que se incluyeron en esta ecuación fueron escogidos como aquellos que, de acuerdo con los investigadores, fueron críticas para la operación del RBR. Estas fueron, como ya se mencionó, la capacidad del RBR (relación área:volumen), la temperatura del sistema en operación, la velocidad rotacional de los biodiscos, el tiempo de residencia hidráulica del efluente en el sistema, el número de etapas del sistema y la concentración inicial de contaminantes en el efluente.

Se emplearon datos experimentales obtenidos en tres diferentes reactores de biodiscos. Uno de 20 litros, uno de 50 litros y uno de 250 litros, cada uno de ellos operando a condiciones de operación específicas (tablas 1-3).

Al observar el comportamiento de estos resultados se encontró que, sistemáticamente, en las primeras etapas existía una gran remoción de contaminantes disueltos, pero que esto contrastaba con que el hecho de que la remoción disminuía notablemente después de éstas y se hacía casi insignificante en las últimas etapas del RBR. Se hizo un intento anterior de modelar estos sistemas empleando ecuaciones de tipo exponencial entre la concentración de contaminantes con respecto del área de transferencia o del número de etapas pero la desviación era demasiado grande (Pedroza y Durán, 1986; Escárcega y Pulido, 1986; Durán, 1988).

Asimismo, se estudió el efecto de la temperatura con respecto de la remoción de contaminantes disueltos empleando un modelo tipo Arrhenius (Bekris y col., 1992), pero también hay una cierta dispersión de los datos por este mismo efecto de rápido

decaimiento de la concentración en la primera etapa, aún cuando es claro que un aumento en la temperatura beneficia la conversión de contaminantes especialmente en el intervalo 10-30°C (que es el predominante en estos sistemas).

Es claro que, a temperaturas mayores de 30°C, aumenta el número de microorganismos termofílicos y disminuye el número de los mesofílicos, que son los microorganismos más eficientes en el proceso de degradación de la materia orgánica (al menos más que los termofílicos).

Además, la viscosidad del efluente disminuye al aumentar la temperatura, lo que permite suministrar un menor gasto de energía al sistema.

Por lo que respecta a la velocidad de rotación de los biodiscos, diferentes investigadores han encontrado que la remoción de contaminantes aumenta cuando se aumenta la velocidad de rotación, pero que, a velocidades de rotación superiores a 18 m/min no existen mejorías en el sistema ya que las fuerzas de corte no permiten a los microorganismos adheridos mantenerse en la biopelícula, además del consumo excesivo de energía.

Por lo que se refiere al tiempo de residencia hidráulica, se ha encontrado que si se tiene más tiempo de contacto entre el efluente y la biopelícula presente sobre los discos, se da más tiempo para la transferencia de la materia orgánica y del oxígeno disuelto a través de la película. Aquí también hay un valor limitante, que es el económico, ya que mientras mayor sea el tiempo de residencia menor será el volumen de aguas tratadas por unidad de tiempo, lo cual hace que la operación sea poco práctica (Durán, 1987).

Respecto del número de etapas del RBR, como se mencionó anteriormente, la remoción de materia orgánica disuelta en las últimas etapas de los RBRs es casi inexistente. Sin embargo, cuando se tienen más etapas, se tiene un efecto estabilizador en la consistencia en la calidad del agua tratada ya que éstas tienen un efecto amortiguador de cambios súbitos en la composición y concentración de los contaminantes. Consecuentemente, conforme aumenta el número de etapas también aumenta la remoción. Esto naturalmente debe considerar un criterio económico de combinar eficiencia de remoción versus costo por etapa para alcanzar un óptimo.

Se define a  $S_0$  como la cantidad inicial de materia orgánica contaminante disuelta en el agua residual en tratamiento y  $S$  es la cantidad de materia orgánica disuelta remanente después del tratamiento, ambas en mg de materia orgánica disuelta medida como demanda química de oxígeno (DQO) por litro de agua en tratamiento.

Con estos criterios se propone una ecuación que correlacione estas variables de operación escogidas con la capacidad de remoción, empleando la forma exponencial:

$$S = S_0 \exp - [ T \cdot TRH \cdot N \cdot Vp ] \quad (3-1)$$

donde la temperatura (T) está en Kelvin, la velocidad rotacional se tomó como la velocidad periférica que toma en cuenta el diámetro (D) de los discos (Vp) en m/min, el tiempo de residencia hidráulica (TRH) en minutos y el número de etapas o reactores conectados en serie (N), adimensional. Se introducen desde un principio las variables de operación con estas unidades ya convertidas, para evitar problemas de factores de conversión ya que como se verá más adelante los exponentes a los que se encuentra elevado cada variable resultan ser cambiantes a diferentes condiciones de operación.

La relación de D con Vp está dada por:

$$Vp = ( \pi \cdot D \cdot W ) \quad (3-2)$$

Y si se sustituye Vp en la ecuación (3-1) se obtiene:

$$S = S_0 \exp - [ T \cdot TRH \cdot N \cdot \pi \cdot W \cdot D ] \quad (3-3)$$

Se introduce una constante de proporcionalidad k la cual permite ajustar mejor los datos teóricos obtenidos con los reportados en los diferentes trabajos experimentales.

Substituyendo dicha constante de proporcionalidad k en la ecuación (3-3) se llega a:

$$S = S_0 \exp - [ T \cdot TRH \cdot N \cdot W ] \cdot D \cdot k \quad (3-4)$$

donde el valor de k se dará después de que se haya elegido la ecuación que dé los mejores resultados (constante empírica).

La parte que se encuentra afectada por el exponencial debe de ser adimensional, por lo que la constante empírica k deberá de tener unidades tales que hagan adimensional dicha parte.

Se realizaron múltiples ensayos con la ecuación (3-4), llegando a la conclusión de que las variables seleccionadas debían de estar afectadas por un exponente, ya que por sí solas y cambiando la constante de proporcionalidad no se llegó a tener nunca una buena aproximación con respecto a los datos experimentales. Consecuentemente, para poder modificar el efecto de cada variable sobre la eficiencia depurativa del sistema se decidió emplear exponentes empíricos para cada una de las variables.

Estos exponentes tienen la característica de que no son constantes, ya que van cambiando según las condiciones de operación que se tengan presentes en cada sistema. Además, estos exponentes son adimensionales y dan, como ya se dijo, la dependencia de cada variable con respecto de las condiciones de operación del RBR. Estos exponentes empíricos a,b,c,d,

respectivamente, deben ajustarse de acuerdo con los datos experimentales obtenidos. Esto, evidentemente, afectará la dimensionalidad de la constante empírica de proporcionalidad k:

$$S = S_0 \exp -[ T^a \cdot TRH^b \cdot N^c \cdot W^d ] \cdot D \cdot k \quad (3-5)$$

donde  $(mgS/L) [=] (mgS/L) \exp -[K E_a \cdot \min E_b \cdot 1/\min E_d ] \cdot m \cdot k$

Por lo tanto, para tener congruencia en las unidades de k, ésta tendrá unidades de metro E-1 Kelvin E-a  $\cdot \min E-b \cdot \min E+d$ .

Los ajustes de estos exponentes se hicieron por ensayo y error tratando de lograr una convergencia entre los datos experimentales y los calculados.

A partir de los datos experimentales encontrados en la literatura se tomaron valores arbitrarios basando la decisión en el efecto de esa variable sobre la depuración. Por ejemplo, en el caso de la temperatura, se puede apreciar de los diferentes trabajos experimentales que la temperatura ejerce una gran influencia en el proceso de remoción. Se pudo observar que manteniendo constantes las demás variables y variando solamente la temperatura en un intervalo entre 10 y 30°C, se encontró que la remoción de contaminantes es directamente proporcional a ella (Luna-Pabello y col., 1990, 1992, Bekris, 1992), por lo que se dió un peso importante a la influencia de esta variable, proponiéndose un exponente más grande manteniendo los demás constantes. Esto se hizo para que la ecuación fuese más flexible y poderse usar a diferentes temperaturas. Dado que no se contaba con un ordenador (máquina computadora) de mayor capacidad no pudo aplicarse un algoritmo más riguroso para optimizar simultáneamente las cuatro variables. Más adelante se detallarán estos puntos.

También pudo observarse en la información de la literatura, que la velocidad de rotación también tenía gran influencia en el proceso de remoción. En estos trabajos la velocidad de rotación variaba entre 16 y 30 rpm. Sobre esta base también se le asignó un peso determinado a esta variable (Durán de Bazda, 1983).

Con respecto de los tiempos de residencia hidráulica del efluente a tratar, debido a la cantidad de contaminantes disueltos estudiados experimentalmente, su intervalo estaba entre 1 y 2.5 días, con una influencia relativa sobre la remoción no tan significativa como las anteriores.

Por su parte, el número de etapas, tiene influencia solamente desde el punto de vista que la primera es la más significativa en lo que a remoción de contaminantes se refiere y que después de la cuarta o quinta, la remoción disminuye sensiblemente y es casi nula en las últimas etapas.

Dado que se tienen cuatro variables (T, TRH, N, W), cuatro exponentes (a, b, c, d) y una constante empírica (k), se propuso el ajuste de los datos experimentales a la ecuación (3-5) para encontrar la mejor correlación posible ya tomando en cuenta esas modificaciones sucesivas en los exponentes.

Es pertinente volver a enfatizar que los diversos trabajos experimentales presentan distintas condiciones de operación, los reactores tienen diferente capacidad (volumen de trabajo), así como diferentes concentraciones iniciales de materia orgánica soluble por lo que, en estudios preliminares realizados, la asignación de valores constantes de los exponentes hacía que el intervalo de factibilidad de la operación fuese estrecho y no cumplierse con los objetivos primordiales de poder realizar una modelación matemática de los diferentes experimentos.

Por ello, en este acercamiento, se trató de llegar a una ecuación empírica única que modelara los diferentes resultados experimentales.

Esto hizo que se propusiera el manejo de exponentes variables, como se mencionó anteriormente, tratando de darle flexibilidad al modelo. Es decir, se postuló la variación de los exponentes de acuerdo a la situación que se estuviese modelando, generando exponentes dinámicos y buscando una funcionalidad entre el exponente y los resultados experimentales. Naturalmente, este acercamiento da como resultado una expresión más compleja, pero se trataría de lograr que el modelo se acerque más a los resultados experimentales.

Para analizar la desviación que existe entre la curva experimental y al matemática se procedió a utilizar una herramienta de estadística la cual es llamada diferencia estadísticamente significativa la cual consiste en sacar la desviación estandar de los experimentos y a su vez la media. Después se utilizó la siguiente fórmula .

$$Z = \frac{|x - U|}{S}$$

Donde x es el valor obtenido matemáticamente y U es el valor promedio los diferentes experimentos, S es la desviación estandar de dicha muestra. Este tratamiento se realizó para cada punto de los diferentes experimentos. Entonces se comparó el valor de Z con el máximo tolerable que era de 5 % donde Z = 1.96, en el anexo se presentan las tablas de Z para cada punto y diferente experimento, donde se puede apreciar que el valor Z obtenido en ocasiones es superior al límite máximo, por lo que la desviación en ese punto es mayor a la que se puede tolerar y se puede decir que entonces no cumplió el modelo con lo que se esperaba. Para realizar este procedimiento se consideró que la desviación estandar del experimento era la misma que para el modelamiento. Con estos criterios se generó una expresión matemática que se ajustó a los resultados experimentales obtenidos por diferentes investigadores. En el capítulo siguiente se presentan los resultados obtenidos.

TABLAS DE DATOS EXPERIMENTALES UTILIZADOS

Tabla 1. Datos experimentales para un reactor de cuatro etapas, de 250 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 2000$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1.17 d, con una  $N = 16$  rpm, con una  $T = 289$  K y con un  $D = 0.5$  m (Escrcega y Pulido, 1986)

ETAPAS	1	2	3	4
Dato experimental	824	859	856	767

Datos experimentales para un reactor de cuatro etapas, de 250 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 5000$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1.17 d, con una  $N = 16$  rpm, con una  $T = 289$  K y con un  $D = 0.5$  m (Escrcega y Pulido, 1986)

ETAPAS	1	2	3	4
Dato experimental	1620	1568	1516	1504

Datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de cuatro etapas, de 250 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 8000$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 2.5 d, con una  $N = 23$  rpm, con una  $T = 288$  K y con un  $D = 0.5$  m (Escrcega y Pulido, 1986)

ETAPAS	1	2	3	4
Dato experimental	2451	2469	2447	2304

Tabla .. Datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 50 litros de volumen de trabajo, con una  $S_o = 4134$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1.17 d, con una  $W = 16$  rpm, con una  $T = 286$  K y con un  $D = 0.3$  m (Escrcega y Pulido, 1986)

ETAPA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	4314	2908	2632	2562	2398	2391	2391	2133	2240	2306

Tabla 5. Datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 50 litros de volumen de trabajo, con una  $S_o = 6525$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1.18 d, con una  $W = 16$  rpm, con una  $T = 286$  K y con un  $D = 0.3$  m (Escrcega y Pulido, 1986)

ETAPA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
DATO EXPERIMENTAL	4814	4400	4333	4283	3963	3800	3700	3600	3550	3420

Datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 50 litros de volumen de trabajo, con una  $S_o = 5000$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 2.5 d, con una  $W = 23$  rpm, con una  $T = 287$  K y con un  $D = 0.3$  m (Escrcega y Pulido, 1986)

ETAPA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
DATO EXPERIMENTAL	3217	3057		2882		2690		2433		2265

Datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 50 litros de volumen de trabajo, con una  $S_o = 6406$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 2.5 d, con una  $W = 16$  rpm, con una  $T = 286$  K y con un  $D = 0.3$  m (Pedroza, 1985)

ETAPA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
DATO EXPERIMENTAL	3191	2267	1796	1725	1667	1567	1346	1357	1218	985

Tabla . Datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 20 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 2010$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1 d, con una  $W = 30$  rpm, con una  $T = 283$  K y con un  $D = 0.3$  m (Luna, 1990)

ETAPA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
DATO EXPERIMENTAL	1860	1620	1560	1340	1200	1170	1160	1120	1110	1110

Datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 20 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 2040$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1 d, con una  $W = 30$  rpm, con una  $T = 293$  K y con un  $D = 0.3$  m (Luna, 1990)

ETAPA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
DATO EXPERIMENTAL	1760	1600	1470	1420	1290	1259	1200	1160	1080	1040

Datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 20 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 2050$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1 d, con una  $W = 30$  rpm, con una  $T = 303$  K y con un  $D = 0.3$  m (Luna, 1990)

ETAPA	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
DATO EXPERIMENTAL	1130	810	680	550	470	410	400	340	320	270

#### 4. Resultados

Como se mencionó en el capítulo anterior, los datos experimentales empleados en este trabajo están tabulados en las tablas 1 a la 3 y servirán para probar la ecuación empírica propuesta.

Se generaron una serie de expresiones matemáticas y se probaron cada una de ellas para los datos experimentales, se tabularon los resultados, se compararon con los datos experimentales tomados y se obtuvo la diferencia entre ambos (error).

También se construyeron gráficas de cada una de las expresiones con su correspondiente curva para los datos experimentales, ya que la ayuda visual permitió jugar un poco con los exponentes de los variables escogidas para tratar de acercarse más los datos teóricos a los experimentales. En el apéndice se presentan las tablas y gráficas generadas.

Se encontraron dos formas de ecuaciones que se acercaban a lo registrado en los resultados experimentales. Las constantes empíricas obtenidas de estas dos expresiones fueron las siguientes:

expresión 1	expresión 2
$a = 25 / (334 - T)$	$a = 27 / (331 - T)$
$b = TRH * 0.8 - 0.5$	$b = TRH * E-04$
$c = (50 - N) / 80$	$c = (N * 10) / 300$
$d = 1.6 - (W / 30)$	$d = W * 7E-04$
$k = 2098.76$	$k = 658.83$

Se realizaron múltiples modelaciones con las expresiones anteriores y después se compararon con los resultados experimentales. Al observar su tendencia en las gráficas respecto a la curva experimental, de las dos expresiones anteriores se escogió la que se acercaba más a la curva experimental.

A continuación se presentan en la tabla 4 las diversas ecuaciones propuestas a partir de la ecuación (3-5), que se desprenden del análisis del efecto que tienen las variables estudiadas sobre el proceso de remoción, así como el valor de la constante de proporcionalidad  $k$  determinada.

Con las expresiones presentadas y los resultados experimentales, se procedió a evaluar cada una de las ecuaciones con cada uno de los juegos de datos experimentales, con respecto de la remoción que ocurre dentro del RBR.

En el anexo se presentan las tablas de resultados para cada una de las ecuaciones propuestas en la tabla 4 para los diferentes experimentos, así como su error experimental, escogiendo la que tuvo el menor error promedio para cada trabajo experimental.

Con cada ecuación seleccionada se realizaron nuevas iteraciones tratando de ajustar lo mejor posible todos los datos experimentales para seleccionar la ecuación que presente el menor error global.

En las gráficas presentadas en el apéndice se muestran, tanto el comportamiento experimental como el comportamiento que proporcionan las diferentes ecuaciones que representaban a la modelación matemática. En ellas se denota a los resultados experimentales con la serie 1 y las diferentes ecuaciones con una seriación ascendente, esto es, la serie 2 representa la ecuación 8, la serie 3 es la ecuación 9, la serie 4 es la 10, la serie 5 es la 6, la serie 6 es la 11, la serie 7 es la 4 y la serie 8 es la 12.

Aplicando los criterios esbozados en el capítulo anterior, se consiguió una expresión que se ajustaba mejor que las otras a los resultados experimentales.

Sin embargo, al analizar las diferencias entre los valores experimentales y los calculados se encontraron los siguientes inconvenientes al modelar de esta manera:

- 1.- En general, como ya se había mencionado, los datos experimentales exhiben un comportamiento de una gran remoción en la primera etapa o cámara y este comportamiento no sigue estrictamente un modelo exponencial, lo que da como resultado que, conforme se avanzaba en el número de etapas se vió que, matemáticamente, la remoción era mucho más alta que la experimental. El valor del exponente, consecuentemente, conforme aumentaba el número de etapas, debería hacerse más pequeño, con el fin de amortiguar su menor efecto en el grado de remoción.
- 2.- Por lo que se respecta al tiempo de residencia hidráulica, las eficiencias de remoción son directamente proporcionales a los tiempos de residencia hidráulica perc, dado que la diferencia entre los datos experimentales estudiados sólo va de 1 a 2.5 días, se buscó un exponente que se ajustara a ese comportamiento del tiempo de residencia hidráulico sobre el grado de remoción.
- 3.- Con respecto a los valores fijados de los exponentes  $a, b, c, d$  se encontró que era necesario modificar el valor de la constante de proporcionalidad  $k$  para subir o bajar todo el conjunto de datos calculados con objeto de acercarlos a los

datos experimentales minimizando el error (ya que se puede mover toda la curva, ya sea para arriba o para abajo por medio de la constante de proporcionalidad, k).

Es importante mencionar que estas modificaciones no podían hacerse indiscriminadamente, ya que las expresiones encontradas deben representar diversas condiciones de operación y si se trata de ajustar muy a detalle cada curva con respecto a su contraparte experimental que estaba a ciertas condiciones de operación, se desequilibraba la curva de la modelación con respecto a otras curvas experimentales que estaban a otras condiciones. Esto se debe a la forma que presenta la expresión matemática que es muy susceptible a los cambios y con facilidad se pueden aumentar las diferencias para determinadas condiciones.

Por consiguiente, la ecuación seleccionada fue aquella que, de manera global, dió mejores resultados para todos los trabajos experimentales procesados.

La ecuación final, del tipo de la ecuación (3-5) tiene los siguientes valores para los exponentes:

EXPONENTE	EXPRESION
a	$22/(333-T)$
b	$TRH \cdot 7.6E-5$
c	$N/21$
d	$W \cdot 6.8E-4$
k	166.11

Las tablas y gráficas de los resultados finales arrojados para cada uno de los diversos modelamientos obtenidos a partir de la expresión matemática seleccionada que mejor resultado proporciona se presenta en las tablas 5 a la 15 y en las gráficas A a la J ver anexo.

Tabla 4. Ecuaciones propuestas a partir de la ecuación (3-5)

ECUACION	EXPONENTE	EXPRESION
1	a =	25/(334 - T)
	b =	(TRH * 0.8) - 0.5
	c =	(50 - N)/80
	d =	1.6 - (W/30)
	k =	1180.55
2	a =	25/(334 - T)
	b =	(TRH - 0.8)
	c =	(50 - N)/80
	d =	1.6 - (W/30)
	k =	1180.55
3	a =	25/(334 - T)
	b =	(TRH * 0.8) - 0.7
	c =	(50 - N)/80
	d =	1.6 - (W/30)
	k =	1180.55
4	a =	25/(334 - T)
	b =	(TRH * 0.8) - 0.7
	c =	(50 - N)/80
	d =	1.6 - (W/30)
	k =	1527.77
5	a =	25/(334 - T)
	b =	(TRH * 0.8) - 0.7
	c =	(50 - N)/80
	d =	1.7 - (W/30)
	k =	2916.66
6	a =	27/(337 - T)
	b =	(TRH * 0.8) - 0.7
	c =	(50 - N)/80
	d =	1.9 - (W/30)
	k =	2916.66
7	a =	26/(334 - T)
	b =	(TRH * 0.8) - 0.7
	c =	(50 - N)/60
	d =	1.7 - (W/30)
	k =	2013.88
8	a =	27/(331 - T)
	b =	(TRH * 0.8) - 0.7
	c =	(N * 10)/300
	d =	1.9 - (W/30)
	k =	3472.22

9	a	=	26/(311 - T)
	b	=	(TRH * 0.8) - 0.7
	c	=	(N * 10)/180
	d	=	1.7 - (W/30)
	k	=	3229.16
10	a	=	27/(331 - T)
	b	=	(TRH * 0.6) - 0.5
	c	=	(N * 10)/300
	d	=	1.9 - (W/32)
	k	=	3472.22
11	a	=	27/(331 - T)
	b	=	(TRH * 0.6) - 0.55
	c	=	(N * 10)/300
	d	=	1.9 - (W/32)
	k	=	5200000
12	a	=	22/(333 - T)
	b	=	TRH*7.6E-5
	c	=	N*21
	d	=	W*6.84E-4
	k	=	166

---

## 5. Análisis de resultados

De las gráficas de los datos obtenidos experimentalmente se observa que, para el reactor de 250 L, en la primera etapa existe una alta remoción de materia orgánica y que, en las tres subsecuentes, prácticamente ya no hay remoción. Este comportamiento no puede modelarse fácilmente con ecuaciones de tipo exponencial y por ello, resultó sumamente difícil encontrar valores de los exponentes y de  $k$  que pudieran representar los fenómenos de depuración encontrados en ese sistema. De hecho, los investigadores que realizaron esa fase experimental probaron varios modelos empíricos sin obtener resultados adecuados (Pulido y col., 1987).

Ellos trataron de incorporar en sus modelos factores bióticos como la cantidad de microorganismos presentes en el sistema, así como otras variables que pudieran dar una acercamiento de los fenómenos cinéticos y de transferencia de masa. Sin embargo, la falta de datos experimentales suficientes para corroborar el peso de esas variables hizo que las ecuaciones obtenidas no modelaran adecuadamente los fenómenos que ocurren en el reactor.

En este caso no se intentó buscar el efecto de esas variables, sino exclusivamente estudiar las de tipo abiótico (con excepción del pH) y de manera totalmente empírica. Por ello, el modelo que se presenta no cuantifica el tipo de microorganismos presentes en el RBR, ni la cantidad y diversidad de poblaciones que, de hecho, varían grandemente con los cambios de esas características abióticas (temperatura, carga orgánica, velocidad rotacional, grado de alcalinidad, etc).

Además, se ha encontrado que al variar la concentración inicial de contaminantes, sin modificar las otras variables (velocidad rotacional, tiempo de residencia, etc), el comportamiento del sistema cambia, como se puede ver en la gráficas, donde a una concentración inicial mayor de contaminantes y condiciones semejantes de operación se tiene una remoción eventualmente menor ya que el oxígeno se vuelve el sustrato limitante del sistema. Estos comportamientos debieran poderse reflejar en el modelo, pero dada la complejidad de los fenómenos es sumamente difícil hacerlo.

También se observa que a tiempos de residencia más altos, existe una pequeña diferencia entre la curva que se obtuvo experimentalmente y la curva que se obtiene matemáticamente. Nuevamente, dada la empiricidad del modelo no puede pretenderse un mayor alcance de la ecuación propuesta.

Es claro que este comportamiento puede deberse a que la materia orgánica disuelta en el agua a tratar está más tiempo en contacto con la población de microorganismos, lo que favorece que estos puedan metabolizar los nutrientes. Sin embargo, un modelo tan simple como el aquí presentado no puede irse al estudio de las relaciones de las poblaciones microbianas y sus etapas de

sucesión alimento-presa. Para estudiar estos fenómenos secuenciales de metabolización de la materia orgánica, debe tomarse en cuenta cada reacción ya que es un proceso de múltiples reacciones en serie y/o en paralelo. Además, debe determinarse el orden de reacción de cada una de ellas conociéndose las concentraciones de reactivos y productos. Y si se habla de un tratamiento cinético, debe también tomarse en cuenta las constantes de velocidad o rapidez de reacción, que están influenciadas por diversos parámetros, como la temperatura, la concentración de la materia orgánica, de los productos del proceso de metabolización. Debe también considerarse si las reacciones llegan al equilibrio y si se presentan irreversibilidades. Esto implica la realización de estudios muy complejos con determinaciones experimentales complicadas.

Por otro lado, los fenómenos de transferencia de masa son cruciales para este sistema, dado que la transferencia de sustratos y productos a través de las películas de gas-líquido-sólido son pasos limitantes para los fenómenos que ocurren en el sistema. Para ello se requeriría de determinar concentraciones en cada película, tanto de sustratos como de productos y determinar las resistencias que se ofrecen a la transferencia, así como para encontrar los coeficientes de transferencia de masa de cada fase. Esto significaría el diseño de experimentos muy particulares y de metodologías analíticas también muy especiales que permitieran la determinación de todas estas variables y concentraciones, lo cual, con las facilidades disponibles en los laboratorios de la Facultad de Química de la UNAM, es prácticamente imposible.

Con respecto del comportamiento de los microorganismos, como estos varían significativamente con las condiciones de operación del proceso, se están realizando estudios específicos con comunidades conocidas como indicadoras para reducir la complejidad de su análisis (Luna-Pabellón, 1987, 1990, 1992) para tratar de cuantificar su contribución en los procesos depuradores. Posteriormente, se tratará de representar matemáticamente este comportamiento, así como de reproducirlo para otros efluentes y sistemas buscando su generalización.

También pudo observarse que la velocidad de rotación de los biodiscos, da un efecto sobre la aireación del sistema y los fenómenos de mezclado y, consecuentemente, es una variable muy importante para la depuración de las aguas en tratamiento. En general, se encontró que la capacidad de remoción aumentaba sensiblemente al aumentar la velocidad de rotación, debido a la transferencia de oxígeno y como la rapidez de reproducción de los microorganismos aerobios es mucho mayor que la de los anaerobios, el consumo de sustratos es mayor cuando el sistema se encuentra con exceso de oxígeno disuelto. El mezclado también favorece la transferencia de masa, por lo que esta variable es sumamente importante.

Cabe mencionar que la rapidez de rotación tiene un máximo ya que si es excesiva, los esfuerzos cortantes acaban con la biopelícula o hacen muy difícil su regeneración, además de que el

consumo energético resulta poco práctico.

Por lo que respecta a la temperatura se observa a que al aumentar ésta, la capacidad de remoción también aumenta, como ya se dijo anteriormente. Sin embargo, al ajustar la ecuación se observa que a temperaturas extremas, es decir, muy bajas o muy altas, las desviaciones aumentan. Esto se debe a la forma exponencial de la expresión, ya que al variar la temperatura, los datos calculados no reproducen los experimentales.

A continuación, se realizará un análisis individual de los resultados obtenidos para cada uno de las condiciones experimentales bajo las cuales se llevaron a cabo.

De la gráfica 1, en la cual se introdujeron las curvas obtenidas del experimento y de la modelación, para un RBR de 250 L (a 2000 mg DQO/L, T=289K, W=16 rpm, TRH=1.17 d), se puede apreciar que existe una desviación entre los datos experimentales y los obtenidos con la ecuación 12. Realizando un tratamiento estadístico se encontró que la desviación estadística significativa entre los datos (fue superior al 5% de significancia) las tablas se presentan en el anexo. Para las cuatro etapas del RBR se aprecia que la mayor remoción se da en la primera etapa y disminuye hasta hacerse casi imperceptible en las otras tres. Esta desviación entre las curvas es atribuible a que la ecuación no presenta un mayor peso en el exponente que afecta al de tiempo de residencia hidráulico, además de que los otros exponentes no se pudieron hacer más flexibles. La tendencia que presenta el modelo es relativamente similar a la que se sigue experimentalmente, pero no se pudo minimizar la diferencia entre las dos curvas moviendo la k debido a que se desajustaba bastante para otras modelaciones.

Por otro lado, se puede apreciar en la gráfica 2 (250 L, 5000 mg DQO/L, T=289K, W=16 rpm, TRH=1.17 d), que aquí existe una desviación un poco más marcada que en el caso anterior (diferencia estadísticamente significativa mayor al 5%). Además, se observa que al variar la concentración inicial de materia orgánica, es decir, al aumentar la cantidad de nutrientes que son metabolizados por los microorganismos, a pesar de no incrementar la velocidad rotacional y, por ende, el contenido de oxígeno disuelto al sistema, los microorganismos todavía pueden mantener la misma eficiencia de remoción, lo que indica que hubo un aumento de la capacidad de remoción del sistema. Se observa que la curva del modelamiento matemático, se encuentra por encima de la obtenida de los datos experimentales, durante las cuatro etapas del RBR.

En la gráfica 3 (250 L, 8000 mg DQO/L, T=288K, W=23 rpm, TRH=2.5 d), se puede ver que existe una desviación entre la curva de operación y la de la expresión matemática presentando una diferencia una diferencia significativa bastante menor que en los casos anteriores (pero está diferencia estadísticamente significativa al 5% todavía estuvo un poco por arriba). De acuerdo con los autores, en experimentos preliminares se

incrementó solamente la carga orgánica, pero se dieron condiciones de anaerobiosis y por ello se aumentaron las revoluciones por minuto al máximo permisible de acuerdo con la construcción del equipo (de 17 a 23 rpm) pero siguieron las condiciones de anaerobiosis y por ello se tuvo que incrementar el tiempo de residencia (de 1.17 a 2.5 d).

Con estas nuevas condiciones de operación, la remoción obtenida en el sistema era mayor que en los anteriores, pero al modelar este cambio, los datos calculados fueron mayores que los experimentales para las cuatro etapas del RBR. Y es que el efecto de las contribuciones, tanto de la velocidad de rotación de los biodiscos como del tiempo de residencia hidráulica, es mayor que el de la carga orgánica en la expresión matemática y, por ende, supera el efecto que en realidad existe. Al tratar de disminuir dicho efecto, se obtiene que en otros experimentos las desviaciones crecen, así que, empíricamente, no hay forma de darle más flexibilidad a la expresión matemática para poder incorporar este efecto.

En la gráfica 4 se presentan todas las curvas anteriores juntas y se incorpora una curva de remoción para estos experimentos. Puede observarse que la predicción de la ecuación es mejor para velocidades rotacionales mayores esto es, una mejor aireación dando un error bastante menor, lo que daría la pauta para entender los dos experimentos en los que solamente varía la carga orgánica (se duplica) sin tener aeración adicional. Probablemente, el tiempo de residencia también ejerza alguna influencia pero no se tiene información suficiente para especular a este respecto.

De la gráfica 5, para un RBR de 50 L (a 4134 mg DQO/L, T=286K, W=16 rpm, TRH=1.17 d), se puede ver que existe una buena aproximación, en todas las etapas del RBR, excepto un poco en la parte intermedia del RBR, con una tendencia a dar resultados más altos que los obtenidos experimentalmente, ya que la curva de la modelación es más suave que la curva experimental. Esta sufre cambios drásticos, los cuales poco a poco van disminuyendo hasta que ambas curvas se encuentran. Por esta razón, los menores errores se encuentran en los extremos.

La diferencia significativa estadística entre datos calculados y experimentales fue aceptable, estando todos dentro del 5% pero existieron dos datos que se salieron del límite.

En la gráfica 6 (50 L, 6526 mg DQO/L, T=286K, W=16 rpm, TRH=1.18 d), la concentración de materia orgánica inicial es más alta, pero entre la anterior y ésta existe una buena aproximación entre los resultados experimentales y los obtenidos matemáticamente. Al igual que en el caso anterior, se puede observar que las desviaciones en los extremos son pequeñas, debido al carácter suave que presenta la ecuación, a diferencia del comportamiento cambiante de la curva experimental.

Presentando en esta ocasión que todos las desviaciones estadísticamente significativas estuvieron dentro del límite del 5%.

En la gráfica 7 (50 L, 5000 mg DQO/L, T=287K, W=23 rpm, TRH=2.5 d), se puede observar que existe una desviación de consideración, así que al realizar el tratamiento estadístico de las diferencias significativas estas estuvieron muy por encima del límite del 5%. Como en el tercer caso del reactor de 250L, se modificaron la velocidad de rotación y el tiempo de residencia del efluente, pero, en este experimento, la concentración inicial de materia orgánica se mantuvo en el intervalo de la anterior. Como la expresión matemática, a través de los exponentes de TRH y W, les da un peso mayor, los datos calculados son menores a los que se obtienen experimentalmente. Por ello, si se trata de modificarlos se dan cambios mucho mayores en los otros experimentos y, consecuentemente, este experimento no puede reproducirse tan adecuadamente como se desearía.

En la gráfica 8 (50 L, 6406 mg DQO/L, T=286K, W=16 rpm, TRH=2.5 d), se observa que existe una buena correlación entre los datos experimentales y los del modelamiento. Presentando una desviación realitativamente pequeña, presentandose está como en los casos anteriores en la etapa intermedia. Existiendo una diferencia estadística significativa dentro de los límites del 5%, pero con la presencia de algunas que se salieron de límites.

En esta gráfica se puede apreciar que las condiciones de operación son similares a las gráficas 5, 6, 7 a excepción del tiempo de residencia hidráulica, el cual aumentó a 2.5 días, pero se puede observar que la expresión matemática pudo modelar adecuadamente esas condiciones. Se podría decir que el tiempo de residencia hidráulica no es un factor muy de peso en comparación con la temperatura o velocidad de rotación.

Consecuentemente, la disponibilidad de oxígeno disuelto parece ser un factor limitante en las condiciones de modelación.

En la gráfica 9 se presentan todas las curvas anteriores juntas y se incorpora una curva de remoción para estos experimentos. Puede observarse que el modelo se pudo ajustar adecuadamente para las diversas condiciones de operación. Pero este buen acercamiento no se puede apreciar para la gráfica 7, donde sus condiciones de operación son extremas, es decir altos tiempos de residencia hidráulicos y altas velocidades de rotación, por lo tanto los exponentes que afectan a dichas variables no fueron tan flexibles como para absorber el incremento de esas condiciones, ya que en la grafica se ve que los datos experimentales están por arriba de lo que se obtiene teóricamente. Pero adiferencia quen la grafica 3, donde se obtuvieron buenos resultados, las condiciones de operación son similares salvo para la concentración inicial de materia orgánica, que en la grafica 3 está concentración es alta a (8000mg/L DQO) diferencia con la grafica 7 es relativamente baja (5000mg/L DQO), por lo que podemos decir que dicho efecto debe de considerarse

para así poder tener un modelamiento mas completo.

Quando se analiza la gráfica 10, las curvas experimental y calculada, para el caso del RBR de 20 L (2010 mg DQO/L, T=263K, W=30 rpm, TRH=1 d), se puede observar que a 10°C, la desviación entre ambas curvas es poca. Se puede apreciar que los resultados obtenidos por la ecuación se encuentran, en general, por arriba de los datos experimentales, salvo para la etapa 1, en la cual los datos calculados quedan abajo de los experimentales. Esto podría ser atribuido a la variación en la temperatura. Como el exponente no fue muy flexible no pudo ajustarse a la temperatura más baja debido a que era necesario modelar a temperaturas mayores (20 y 30°C) y, por la forma exponencial de la ecuación, se obtuvieron desviaciones significativas por arriba del 5% pero no en todas las etapas.

En las gráficas 11 y 12 se dan los datos para 20 y 30°C (20L, 2040-50 mg DQO/L, T=293 y 303K, W=30 rpm, TRH=1 d). Puede verse que los datos calculados con el modelamiento matemático, dieron una gran aproximación, presentándose para la gráfica 11 una muy buena aproximación igualmente para la gráfica 12. Se puede apreciar que el error máximo se encuentra en la primera etapa. Es decir, mediante la ecuación se obtuvieron valores menores que los obtenidos experimentalmente. Esa tendencia se acentúa en la primera etapa, ya que se dió un peso importante a la temperatura, la cual al aumentar hace que se obtengan resultados menores.

También puede regularse por medio del exponente que afecta al número de etapas. Sin embargo, no pudo encontrarse un exponente que dosificara la tendencia a lo largo del RBR y que hiciera un poco más suave ese cambio sin afectar los resultados con los otros experimentos. Por ejemplo, en las gráficas 5 y 6, donde experimentalmente se presenta una tendencia en la primera etapa más brusca que lo que se obtiene con la ecuación, se presenta una diferencia significativa por arriba de lo esperado como se puede ver en las tablas.

En esta serie de experimentos se varió únicamente la temperatura, permaneciendo constantes las demás variables por lo que se pudo ver el efecto de la temperatura en el proceso de remoción y, por lo tanto, el desempeño de la ecuación a diferentes temperaturas.

En lo que se refiere a la gráfica para la temperatura de 30°C, se observa, una buena aproximación. Las desviaciones son bajas, existiendo la más grande en la primera etapa. Esto ya se explicó en el párrafo anterior pero, además, se pudo observar que la diferencia va siendo menor hasta que en la etapa 3 es cero. En las subsiguientes va creciendo un poco el error, debido a que experimentalmente bajo estas condiciones de temperatura se obtiene una buena remoción. Como se explicó en un principio, la ecuación (sobre todo en la parte intermedia) no pudo reproducir adecuadamente los datos experimentales.

De aquí puede decirse que, a temperaturas extremas, es decir, temperaturas bajas o altas, el modelamiento tiene problemas. A temperaturas medias se obtienen los mejores resultados. En la grafica 11 se introdujeron las tres curvas anteriores y se puede apreciar que existe una muy buena aproximación de los datos teóricos con los experimentales, esto se observa a lo largo de las 10 cámaras y para el todo el intervalo de temperaturas ( 10, 30, 30 ), así que para varias temperaturas la expresión seleccionada da buenos resultados.

En general, se puede ver que la expresión matemática que finalmente se seleccionó, da resultados cercanos a los experimentales. También se ve el efecto de algunas de las condiciones de operación, por lo que no es recomendable usarla a temperaturas menores de 13 y mayores de 25°C, ya que fuera de este intervalo, debe considerarse que esta ecuación pierde confiabilidad.

Además, debe mencionarse que a velocidades de rotación intermedias se obtiene buenos resultados, así como a tiempos de residencia hidráulica bajo-medios. Como se puede apreciar, son condiciones intermedias, debido a la propia forma de la expresión matemática, que es muy sensible a los cambios de estas variables.

Otro aspecto que debe de considerarse es el efecto de la concentración inicial de materia orgánica, ya que se ha visto que existe un intervalo en el cual, su variación requiere de mayor o menor suministro de oxígeno y por ello debe tomarse en cuenta.

Después de este análisis de resultados se puede ver que si se incluyen más factores para tratar de disminuir las desviaciones entre la curva experimental y la del modelamiento matemático, estos serían de tipo cinético, de transferencia de masa y también de las características de las poblaciones de microorganismos presentes en el RBR. El problema de incluir una forma cinética y/o de transferencia de masa y/o de organismos presentes a esta expresión es que, como se dijo antes, se complica enormemente la expresión generándose una serie de constantes empíricas poco válidas analíticamente.

Además de que la velocidad de reacción esta influenciada como por ejemplo por la temperatura, y además la temperatura cambia las características poblacionales de microorganismos, y también la velocidad de metabolización de la materia orgánica, lo que implica que cambia la capacidad de renovación.

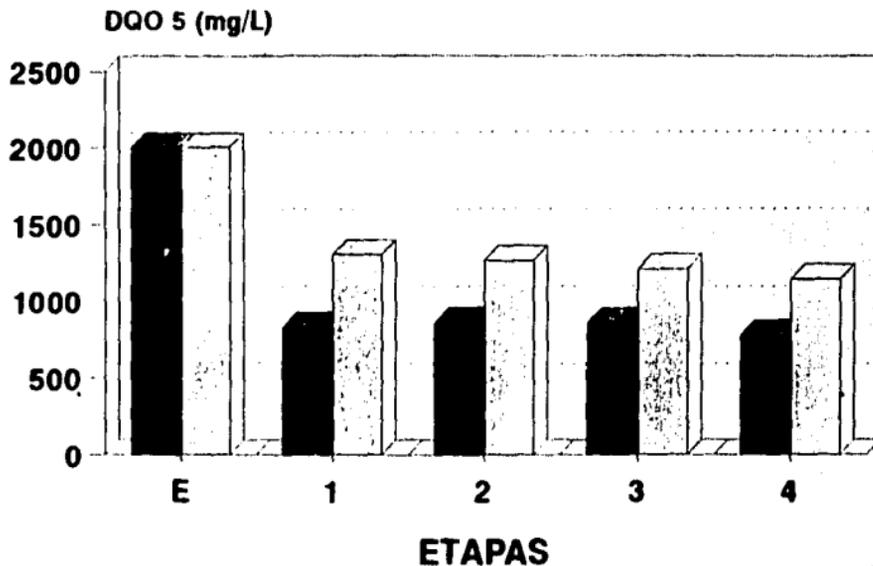
Las poblaciones de microorganismos que estan localizados en la biopelícula, son muy sensibles a cambios de varias variables y con efecto que son muy grandes, es decir si varia un poco una cierta variable, esto hara un cambio bastante grande.

Y como ya se dijo los microorganismos son muy susceptibles a cambios de temperatura, alcalinidad, transferencia de oxígeno, características del efluente a tratar, etc.

Si se introdujera estos nuevos parametros a la expresi3n matemática seleccionada, se obtendria un modelo bastante complejo, el cual perderia su practicidad para usarse, ademas que el incluir estos parametros no nos daria mucho mejores resultados que los que se obtiene originalmente. Asi que el lograr un poco mas de presi3n, se necesitaria mucho mas dificultad de operaci3n de la expresi3n matemática obtenida.

Asi que por lo que se ve el modelar sistemas biol3gicos no es una labor sencilla, aqui es donde cobra importancia el poder obtener una expresi3n no compleja pero que a la vez se obtenga resultados no lejos de la realidad, que sea confiable, para asi poder minimizar el realizar experimentos y poder lograr un escalamiento del RSR, a nivel planta piloto o nivel industrial.

# Reactor de biodiscos de 250 L



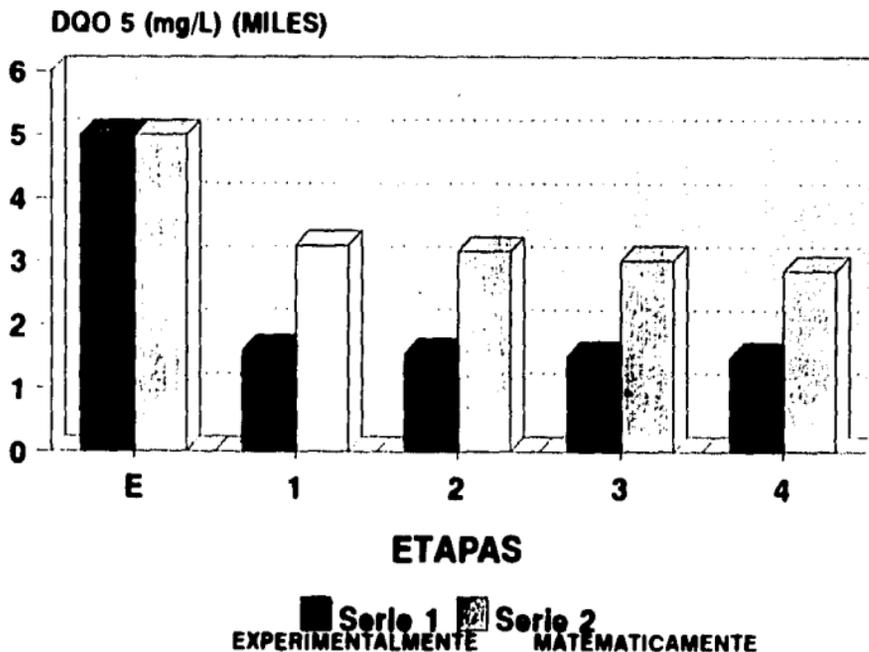
■ Serie 1  
EXPERIMENTALMENTE

▨ Serie 2  
MATEMATICAMENTE

Grafica 1

So=2006mgDQO/L, T=289K, W=16rpm, TRH=1.17d.

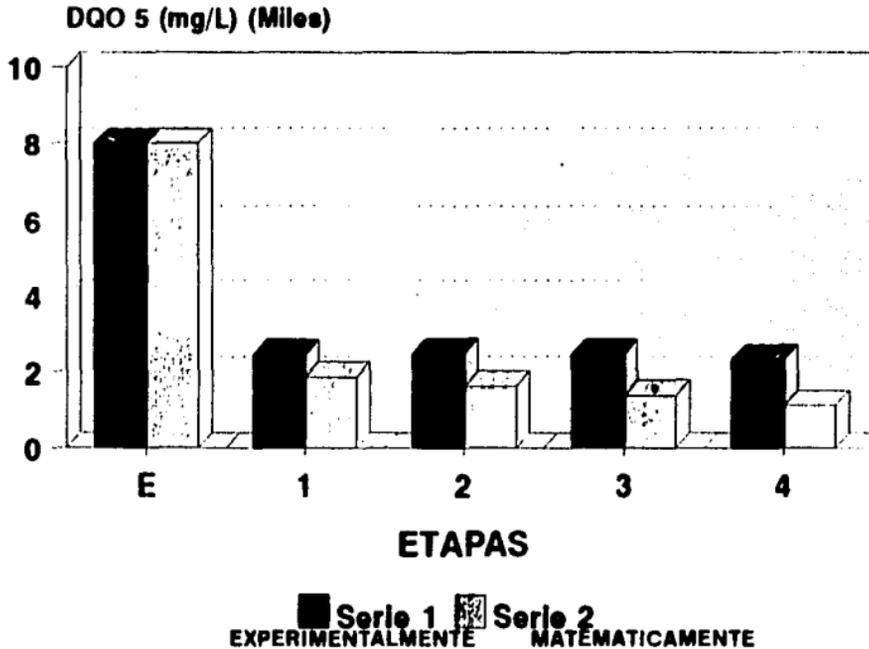
# Reactor de biodiscos de 250 L



Grafica 2

$S_0 = 5000 \text{ mgDQO/L}$ ,  $T = 280 \text{ K}$ ,  $W = 16 \text{ rpm}$ ,  $\text{TRH} = 1.17 \text{ d}$ .

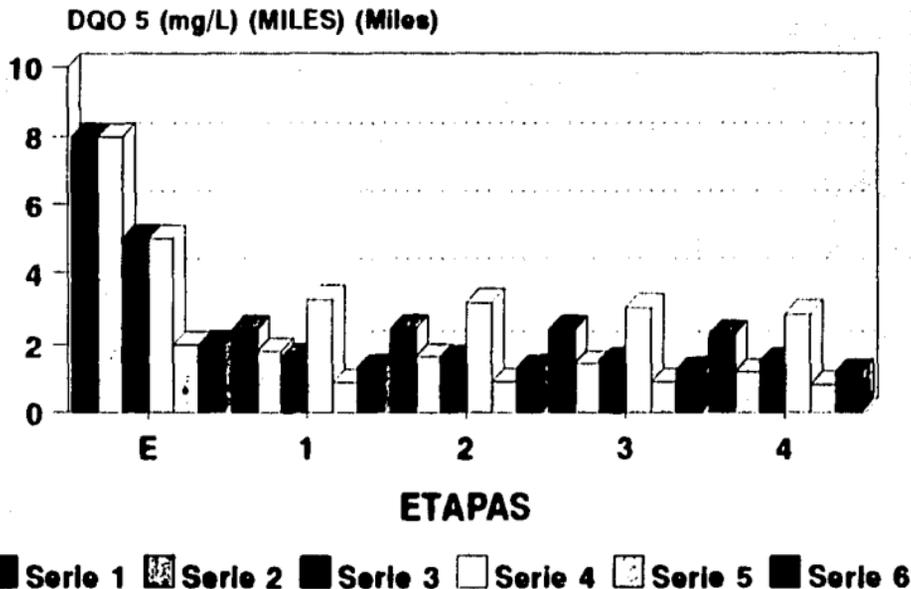
# Reactor de biodiscos de 250 L



Grafica 3

So=8000mgDQO/L, T=288K, W=23rpm, TRH=2.5d.

# Reactor de biodiscos de 250 L



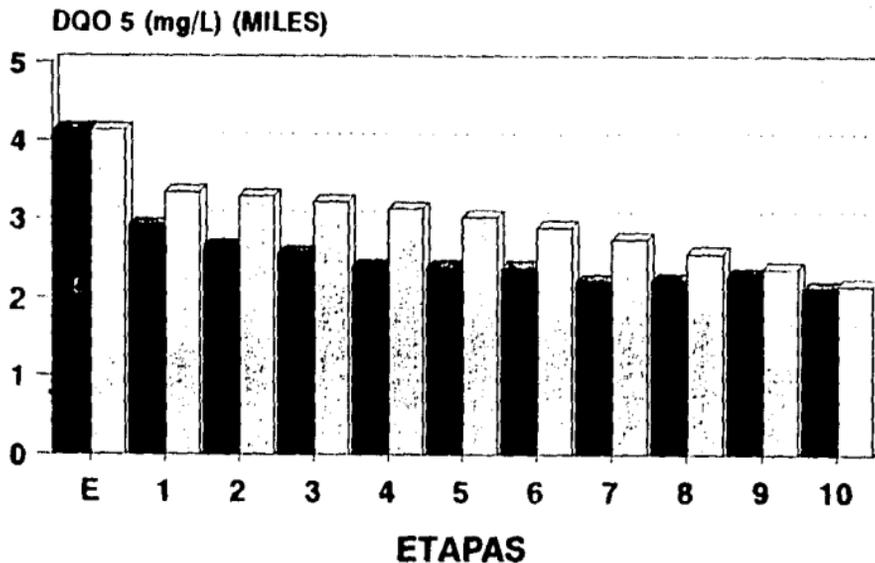
**Grafica 4**

EXPERIMENTALMENTE      MATEMATICAMENTE

GRAFICAS EXPERIMENTALES Y MATEMATICAS PARA DIFERENTES CONDICIONES DE OPERACION

La serie impar es experimental y la par es matematicamente

# Reactor de biodiscos de 50 L

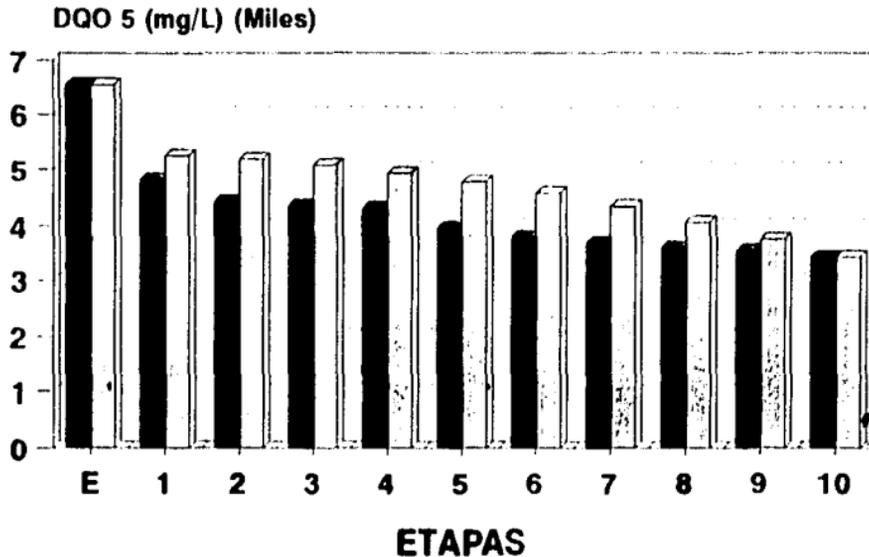


■ Serie 1 EXPERIMENTALMENTE  
□ Serie 2 MATEMATICAMENTE

Grafica 5

So=4134mgDQO/L, T=286K, W=16rpm, TRH=1.17d.

# Reactor de biodiscos de 50 L

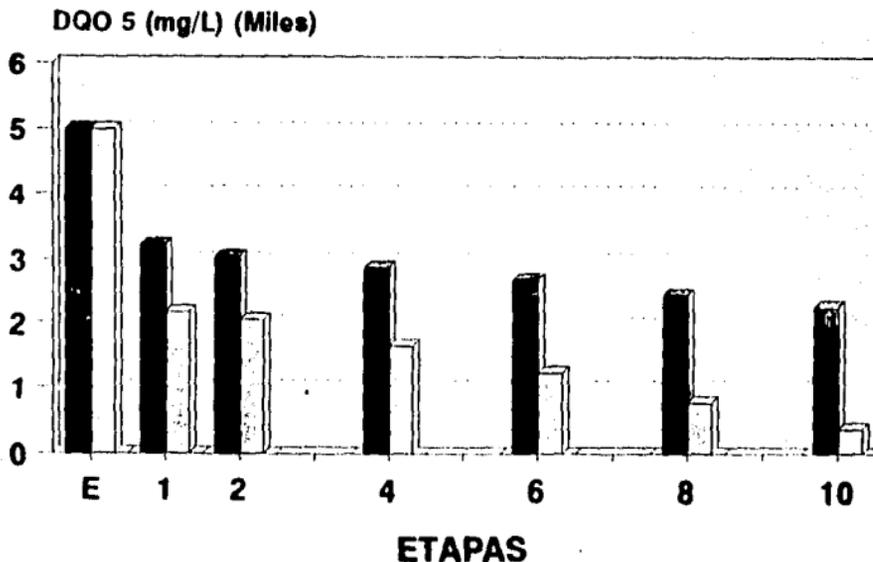


■ Serie 1 EXPERIMENTALMENTE  
▣ Serie 2 MATEMATICAMENTE

Grafica 6

So=6525mgDQO/L, T=286K, W=16rpm, TRH=1.18d.

# Reactor de biodiscos de 50 L

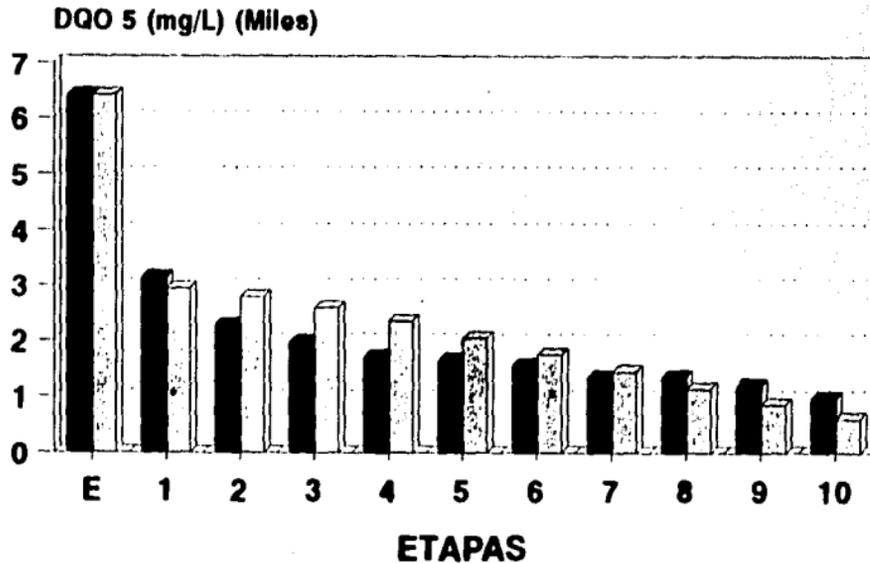


■ Serie 1 ■ Serie 2  
EXPERIMENTALMENTE MATEMATICAMENTE

Grafica 7

So=5000mgDQO/L, T=287K, W=23rpm, TRH=2.5d.

# Reactor de biodiscos de 50 L

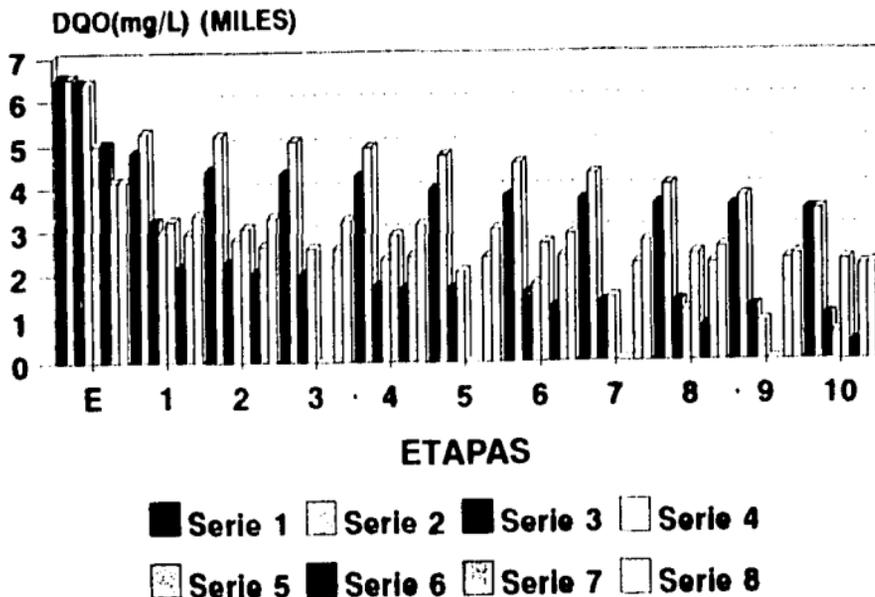


■ Serie 1 EXPERIMENTALMENTE  
□ Serie 2 MATEMATICAMENTE

Grafica 8

So=6406mgDQO/L, T=286K, W=16rpm, TRH=2.5d.

# Reactor de biodiscos de 50 L

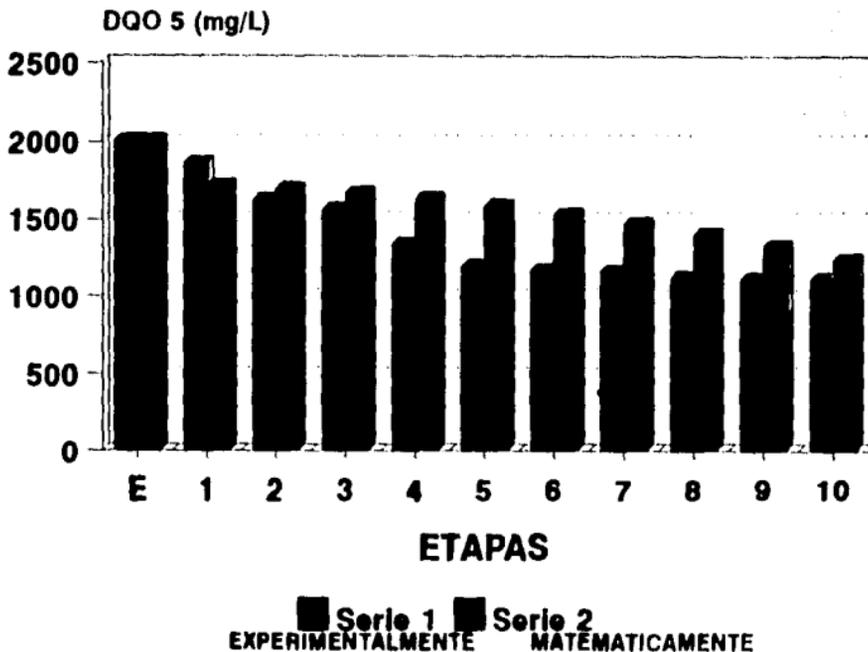


**Grafica 9**

GRAFICAS EXPERIMENTALES Y MATEMATICAS PARA DIFERENTES CONDICIONES DE OPERACION

La serie impar es experimental y la par es matematicamente

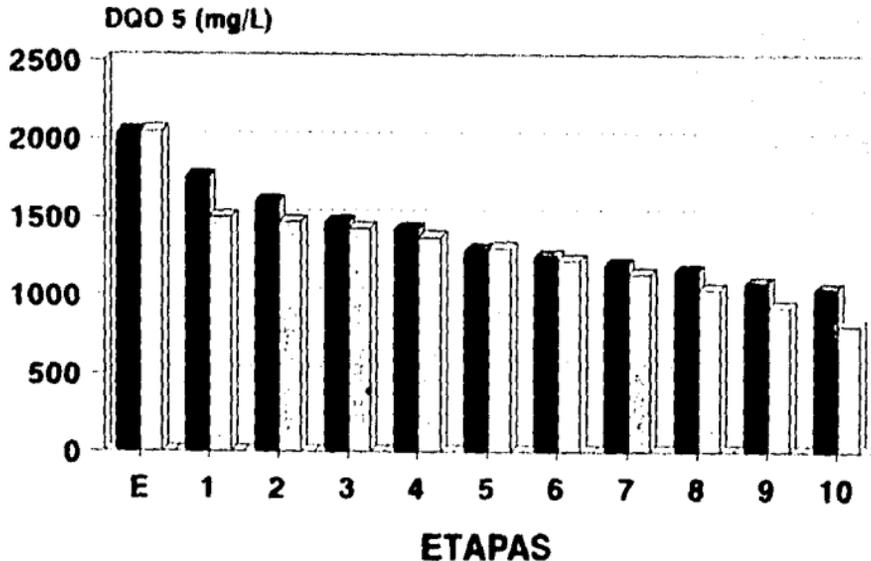
# Reactor de biodiscos de 20 L



Grafica 10

So=2010mgDQO/L, T=283K, W=30rpm, TRH=1d.

# Reactor de biodiscos de 20 L



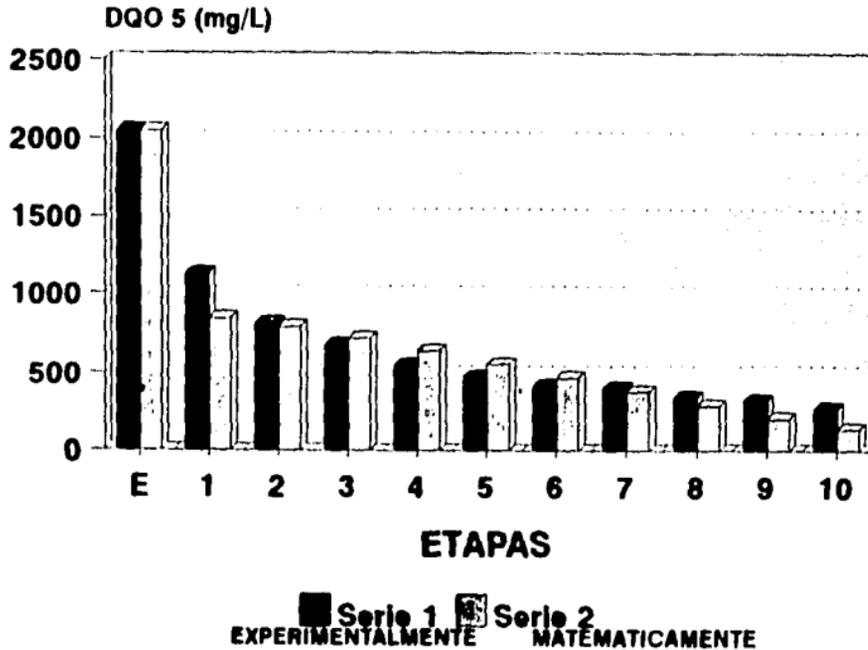
■ Serie 1  
EXPERIMENTALMENTE

□ Serie 2  
MATEMATICAMENTE

Grafica 11

So=2040mgDQO/L, T=293K, W=30rpm, TRH=1d.

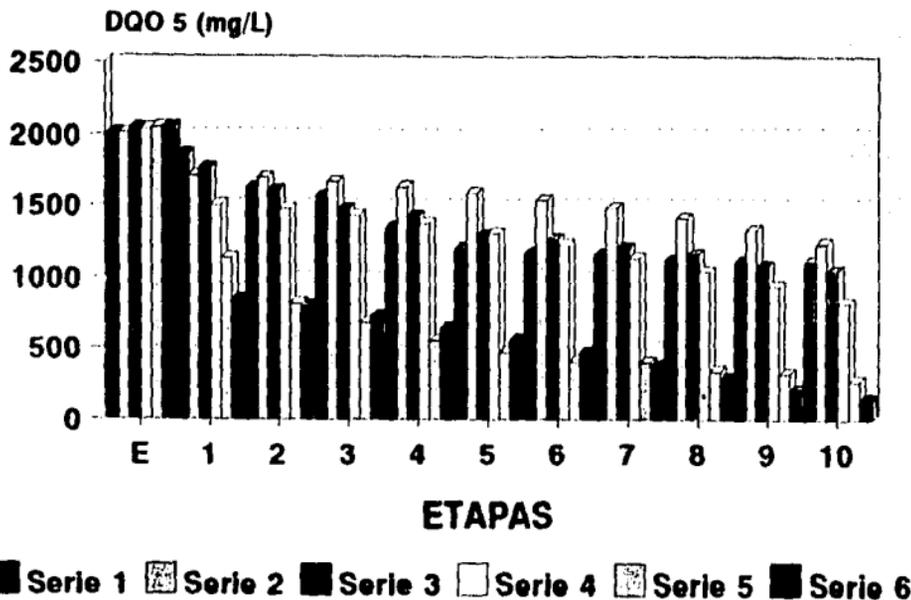
# Reactor de biodiscos de 20 L



Grafica 12

$S_0 = 2050 \text{ mg DQO/L}$ ,  $T = 303 \text{ K}$ ,  $W = 30 \text{ rpm}$ ,  $TRH = 1 \text{ d}$ .

# Reactor de biodiscos de 20 L



**Grafica 13**

**GRAFICAS EXPERIMENTALES Y MATEMATICAS PARA DIFERENTES CONDICIONES DE OPERACION**

La serie impar es experimental y la par es matematicamente

## 6. Conclusiones y recomendaciones

Después de haber analizado los resultados anteriores, se puede concluir que la expresión matemática seleccionada, se obtienen resultados dentro de un intervalo aceptable, es decir la curva que se obtiene del modelamiento matemática, casi presenta el mismo comportamiento que la experimental, pero también presentan algunas desviaciones que se trataron de minimizar lo más posible, pero de todas maneras persistieron algunas desviaciones, pero en general si hubo una adecuada correlación de los datos experimentales y los obtenidos por el modelamiento, además estos resultados se obtuvieron con una ecuación que presenta bastante sencillez de manejo lo cual es otra ventaja, y las desviaciones que persisten se pueden atribuir en general a dos causas:

1. De origen experimental.
2. Debido a la misma expresión matemática

Dentro de las causas de la presencia de las desviaciones debido a la experimentación, se puede decir que se debe a la dificultad de llegar a las condiciones de régimen permanente, es decir, cuando el RBR se encuentra en condiciones en bajo las cuales no está estable, y por lo tanto se obtendrán resultados que diferirán a otros que tengan diferente grado de condiciones estables, la razón por la cual la condición de estabilidad es importante, es que como se está apenas creándose la biopelícula en el soporte inerte, las poblaciones de microorganismos que son responsables del proceso de metabolización de la materia orgánica se están multiplicando y por lo tanto la cantidad de remoción variara, hasta que los microorganismos llegen a un estado bajo las cuales sean constantes y no existan fluctuaciones, y los datos puedan ser comparados de forma más real.

Otra fuente para que existan esas desviaciones, es las condiciones de alcalinidad que presentaba el sistema en los diferentes experimentos, como se sabe los microorganismos son muy sensibles a las fluctuaciones del pH, ya que alterar este factor llevara a que se altera el tipo y cantidad de microorganismos que son responsables de la degradación de la materia orgánica y por lo tanto también se vera afectada la capacidad de remoción, lo que ocasionara que existan discrepancias y no se puedan comparar los experimentos, ya que se llevaron a cabo bajo otras condiciones. Además también se debe de tomar en cuenta que el espesor de la biopelícula, que es también otro factor importante, así al variar espesor se nos vera afectada sensiblemente la capacidad de remoción.

Y el espesor de la biopelícula varia de acuerdo a una serie de factores, tales como la temperatura, la velocidad de rotación, la concentración inicial de materia orgánica presente en el efluente a tratar, etc.

Como se ve existen muchos factores que alteran el espesor y que en la realización de los experimentos variaron, y por lo tanto esto podría ser una gran fuente de error, si comparamos entre sí los diversos experimentos

En la expresión matemática propuesta, aunque se incluirán algunos de estos factores, que alteran el comportamiento, se asumió que la alcalinidad estaba dentro de un rango en la cual no presentaba cambios sensibles, además también se considero que la población de microorganismos era siempre definida, es decir no variara mucho el tipo de microorganismo.

También debe de considerarse el error involucrado que existe en todos los experimentos.

Por lo que respecta a la otra fuente de error, la que viene implícito, por la forma de la expresión matemática, ya que la forma que mejor ajuste a los datos reales es de forma exponencial, lo que implica que a cambios chicos la expresión nos dara grandes desviaciones, y si se observa que por ejemplo, se trabaja a temperaturas que estaban dentro de un rango de 10 a 30 grados centígrados, esto acarreo problemas, ya que si se trata de ajustar la expresión matemática a temperaturas bajas-medias, se obtendría desviaciones muy grandes a altas temperaturas, y viceversa, por lo que se trato de trabajar dentro de un intervalo de temperaturas medio, por eso la expresión matemática brinda mejores resultados a temperaturas medias, y desviaciones no tan fuertes para las altas y bajas temperaturas.

Y es que como se ha visto con anterioridad las poblaciones de microorganismos que son mas eficientes en el proceso de degradación de la materia orgánica varian conforme aumenta la temperatura, por encima de los 28 grados centígrados, y abajas temperaturas en general las velocidades de reacción también son menores, y por lo tanto disminuye la capacidad de remoción, además de que la velocidad de transferencia de oxígeno varia con los cambios de la temperatura.

También se puede concluir de las observaciones hechas, que el tiempo de retención hidráulico, es también un factor que nos ha dado un poco de problemas para la realización del modelamiento, y es que para cuantificar adecuadamente este factor, se tendría que incluir en la expresión matemática, un modelo que exprese con que velocidad se transfiere el oxígeno a través de la biopelícula, ya que el oxígeno es de vital importancia para los microorganismos aerobios que son responsables de la metabolización de la materia orgánica, además de que tenemos que incluir un parametro que cuantifique la velocidad con que se captan los nutrientes los microorganismos y como la degradan. Así que se tendría que incluir un modelo biológico a la expresión. Lo que complicaría bastante la modelación matemática.

Otro aspecto que también se debe de tomar en cuenta es la concentración inicial de materia orgánica que presenta el

efluente, como ya se habia visto que al variar dicho factor, se obtienen diferentes grados de remoción, con condiciones de operación semejantes, lo que nos lleva a sugerir que este es otro factor que se debe de tomar en cuenta en futuras modelaciones

Cuando aumenta la concentración de la materia orgánica, entonces se va a tener tambien mas cantidad de nutrimentos que seran metabolizados por los microorganismos y por lo tanto al haber mas materia a metabolizar, tambien se tendra una mejor capacidad de remoción, como se ha visto experimentalmente, que otro que tenga menor cantidad materia orgánica.

Asi se ve que aunque la expresión matemática es relativamente sencilla, esta da resultados con no muy grandes desviaciones con respecto a lo que se obtiene experimentalmente, y está exactitud se ve aumentada si se trabaja bajo condiciones no extremas, es decir ni a temperaturas mas altas o muy bajas, es decir en un intervalo de 15 a 25 grados centigrados, tambien se debe de mantenerse un grado de alcalinidad adecuado.

Con la expresión matemática propuesta, se realizo una serie de modelamiento de RBRs de diferentes capacidades de tratamiento, por lo con esta expresión, es un primer paso para el proceso de escalación de la capacidad, para asi poder llevar al RBR opere a capacidades industriales.

Y asi poder brindar otra opción para el control de contaminantes que producen las diferentes industrias.

### Reconocimientos

- Al departamento de ambiental de la Facultad de Química por las facilidades para la elaboración de este trabajo de tesis.
- A la Dra-Ing. Maria del Carmen Durán de Bazúa, por las facilidades para obtener la bibliografía experimental.
- A Victor Luna Pabello por sus recomendaciones.

## Bibliografía

- Antonie, L. 1976. Fixed biological surfaces wastewater treatment. The rotating biological contactor. Ed. CRC Press. Boca Raton, USA
- Arvin, E. 1991. Biodegradation kinetics of chlorinated aliphatic hydrocarbons with methane oxidizing bacteria in an aerobic fixed biofilm reactor. Water Res., 12:873-881.
- Benefield, L.D. y Rándal, C.W. 1980. Biological process design for wastewater treatment. Prentice Hall, USA.
- Bilbo, C.M. y Arvin, E. 1992. Modelling the growth of methane-oxidizing bacteria in a fixed biofilm. Water Res., 26(3):301-309.
- Blenkinsopp, S.A. y Lock, M.A. 1990. The measurement of electron transport system activity in river biofilms. Water Res., 24(3):441-445.
- Braha, A. y Hafner, F. 1987. Use of lab batch reactors to model biokinetics. Water Res., 21(1):73-81.
- Chang, T.K. y Lim, H.C. 1989. Experimental and simulation studies of multivariable adaptive optimization of continuous bioreactors using bilevel forgetting factors. Biotechnol. Bioeng., 34:577-591.
- Durán de Bazúa, C. 1983. Tratamiento de los efluentes de la industria del maíz. Versión en español de la tesis doctoral presentada en la Facultad de Ingeniería Civil y Mediciones de la Universidad de Karlsruhe. Pub. Facultad de Química, UNAM. México.
- Escárcega, C. y Pulido, R. 1986. Modelación matemáticamente del comportamiento de un reactor biológico rotatorio usado en el tratamiento de aguas residuales de molinos de nixtamal. Tesis profesional. Facultad de Química, UNAM. México.
- Gantzer, C.J y Kollig, H.P. 1988. Predicting the rate of trace-organic compound removal by natural biofilms. Water Res., 22(2):191-200.
- Gantzer, C.J. y Rittmann, B.E. 1988. Mass transport to streambed biofilms. Water Res., 22(6):709-722.
- Gantzer, C.J. y Rittman B.E. 1991. Effect of long-term water velocity changes on streambed biofilm activity. Water Res., 25(1):15-20.
- Göncü, E. y Harremoës, P. 1990. Nitrification in rotating disc systems, criteria for simultaneous mineralization and nitrification. Water Res., 24(4):499-505.

- Gorris, L.G.M. y Van Deursen, J.M.A. 1989. Biofilm development in laboratory methanogenic fluidized bed reactors. *Biotechnol. Bioeng.*, 33:687-693.
- Hamoda, M.F. 1987. Operating characteristics of The aerated submerged fixed-film bioreactor. *Water Res.*, Vol 21 (8): 939-947.
- Hamoda, M.F. 1989. Kinetic analysis of aerated submerged fixed film bioreactors. *Water Res.*, Vol 23 (9) :1147-1154.
- Hickey, C.W. 1988. River oxygen uptake and respiratory decay of sewage fungus biofilms. *Water Res.*, Vol 22 (11): 1375-1380.
- Hoen, R.C. & Ray, A.D. 1973. Effects of thickness on bacterial film. *Journal WPCF* 45 (11) : 2302-2320
- Hu, L.Z. & Shien, W.K. 1987. Anoxic biofilm degradation of monocyclic aromatic compounds. *Biotechnol. and Bioeng.* 30 (1987): 1077-1083.
- Kim, B.R. & Suidan, M.T. 1989. Approximate algebraic solution for a biofilm model with the Monod kinetic expression *Water Res.*, 23 (12) : 1491-1498.
- Koch, B. & Ostermann, M. 1991. Sand and activated Carbon as biofilm carriers for microbial degradation of phenols an nitrogen-containing aromatic compounds. *Water Res.*, 25 (1): 1-8.
- Linek, V. & Benes, P. 1989. Dynamic pressure method for ka measurement in large-scale bioreactors. *Biotechnol. and Bioeng.*, 33 (1989) :1406-1412.
- Luna, V. 1990. Efecto de la temperatura en las poblaciones de protozoarios ciliados en un reactor de biodiscos. Tesis de maestria. Facultad de Quimica UNAM.
- Metcalf & Eddy Inc. 1979. Wastewater engineering treatment disposal reuse. Ed. Mc Graw Hill. N.Y., USA.
- Miller, J.F. y Almond, E.L. 1988. High-pressure-temperature bioreactor for studying pressure-temperature relationships in bacterial growth and productivity. *Biotechnol. and bioeng.*, 31 : 407-413.
- Monbouquette H.G. 1987. Models for high cell density bioreactors must consider biomass volume fraction: cell recycle example. *Biotechnol. and Bioeng.*, 29 :1075-1080.
- Pano, A. & Middlebrooks, E.J. The Kinetics of rotating biological contactors at temperatures: 5, 15 and 20 C. First International Conference of Fixed Film Biological Process. Vol. 1 pp 261-305.

Pedroza, R. 1985 Estudio de la degradación biológica aerobia de los efluentes de nixtamalización. Tesis de maestría. Depto. Ciencias de la Nutrición y los Alimentos. Universidad Iberoamericana. México.

Pulido, R., Escárcega, C. y Durán de Bazúa, C. 1987. Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ), .

Reddy, K.J. & Hasfurther, V.R. 1989. Solubility and release off Fluorine and Molybdenum from oil dhale solid wastes. Water Res., 23 (7): 833-836.

Rittmann, B.E. y Souzzo, R.1983. Temperature effects on oxygen transfer to rotating biological contactors. Journal WPCF., 55 (3) : 270-277.

Rittman B.E. y Crawford, L.A. 1986. In situ determination of kinetic parameters for biofilms: isolation and caracterzation of oligotrophic biofilms. Biotechnol.and Bioeng., 28: 1753-1760.

Turakhia, M.H. y Charaklis, W.G. 1989. Activity of pseudomonas aeruginosa in biofilms: effect of calcium. Biotechnology and Bioengineering., Vol 33 :406-414

Saez, P.B. y Rittmann, B.1990. Error analysis of limiting-case solutions to the steady -state-biofilm model. Water Res., 24 (10): 1181-1185.

Sagy, M. y Kott, Y.1990. Efficiency of rotating biological contactor in removing pathogenic bacteria from domestic sewage . Water Res., 24 (9): 1125-1128.

Steel, E.W., Terence, J.M.1979. Water supply and sewerage. Ed Mc Graw Hill International Book., Japon.

Trulear, M.G. y Charaklis, W.G.1982. Dinamics of biofilm process. Journal WPCF., 54 (9) :1288-1301.

Suidan, M.T. y Wang, Y.T.1989. Performance evaluation of biofilm reactors using graphical techniques. Water Res., 23 (7): 837-844.

Szwerinski, H. 6 Arvin, E. 1986. FH-Decrease in nitrifying biofilms. Water Res., 20 (8): 971-976.

Van Der Wende, E. y Charaklis W.G.1989. Biofilms and bacterial drinking water quality. Water Res., 33 (10): 1313-1322.

Williamson, K. & Mc Carty P.L.1989. "A model of substrate utilitazation by bacterial film". Journal WPCF., 48(1): 924-939.

Winkler M.A. Biological treatment of wastewater. Ed. Ellis Honwood Limited. Inglaterra (1981).

## A P E N D I C E

### 1. TABLAS DE DATOS EXPERIMENTALES VERSUS CALCULADOS

Tabla 1. Comparación de los porcentos de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de cuatro etapas, de 250 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 2000$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1.17 d, con una W = 16 rpm, con una T = 289 K y con un D = 0.5 m (Escárcega y Pulido, 1986)

ETAPAS	1	% e	2	% e	3	% e	4	% e
Dato experimental	824		859		856		767	
ECUACION 1	1062	29	767	11	599	30	491	36
ECUACION 2	1055	28	759	11	591	31	484	37
ECUACION 3	1063	29	768	10	600	30	492	35
ECUACION 4	1124	36	835	3	667	22	557	27
ECUACION 5	1161	41	776	9	553	35	415	46
ECUACION 6	905	10	871	1	825	3	770	0.5
ECUACION 7	1303	58	1259	46	1196	39	1117	45
ECUACION 8	842	2	808	5	761	11	706	8
ECUACION 9	876	6	842	2	796	7	741	3
ECUACION 10	1001	21	943	9	862	0.7	764	0.3
ECUACION 12	1302	36	1264	32	1210	29	1143	32

TABLA 2

Tabla 2. Comparación de los porcentos de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de cuatro etapas, de 250 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 5000$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1.17 d, con una W = 16 rpm, con una T = 289 K y con un D = 0.5 m (Escárcega y Pulido, 1986)

ETAPAS	1	% e	2	% e	3	% e	4	% e
Dato experimental	1620		1568		1516		1504	
ECUACION 1	2657	64	1917	22	1497	1	1229	18
ECUACION 2	2639	63	1898	21	1479	2	1211	19
ECUACION 3	2659	64	1920	22	1500	1	1232	18
ECUACION 4	2811	73	2089	33	1668	10	1393	7
ECUACION 5	2904	79	1942	23	1384	8	1038	31
ECUACION 6	2262	39	2179	39	2063	36	1926	28
ECUACION 7	3259	101	3149	100	2990	97	2793	85
ECUACION 8	2105	30	2020	29	1903	25	1766	17
ECUACION 9	2190	35	2106	34	1990	31	1852	23
ECUACION 10	2504	54	2359	51	2155	42	1910	27
ECUACION 12	3255	100	3161	101	3026	120	2859	90

Tabla 3. Comparación de los porcentajes de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de cuatro etapas, de 250 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 8000$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 2.5 d, con una W = 23 rpm, con una T = 288 K y con un D = 0.5 m (Escárcega y Pulido, 1986)

ETAPAS	1	%e	2	%e	3	%e	4	%e
Dato experimental	2451		2469		2447		2304	
ECUACION 1	1232	49	469	80	226	90	126	94
ECUACION 2	1685	31	755	79	410	83	252	89
ECUACION 3	2031	17	1001	59	586	76	381	83
ECUACION 4	2085	14	1042	57	616	74	405	82
ECUACION 5	2467	7	1032	58	496	79	265	88
ECUACION 6	1294	47	1187	51	1047	57	894	61
ECUACION 7	3197	30	2971	20	2659	8	2246	3
ECUACION 8	1602	34	1485	39	1329	45	1156	49
ECUACION 9	1826	25	1703	30	1538	37	1353	41
ECUACION 10	2302	6	2067	16	1756	28	1412	38
ECUACION 12	1807	26	1632	33	1403	42	1152	85

Tabla 4. Comparación de los porcentos de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 50 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 4134$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1.17 d, con una W = 16 rpm, con una T = 286 K y con un D = 0.3 m (Escárcega y Pulido, 1986)

ETAPA	Dato Exp.	E C U A C I O N									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	12
1	2908	3032	3022	3034	3117	3174	2853	3377	2758	2810	3338
terror		4.2	3.9	4.3	7.2	9.1	1.8	16	5.1	3.3	14
2	2632	2584	2572	2586	2695	2610	2803	3323	2706	2759	3289
terror		1.7	2.2	1.7	2.4	.8	6.5	26	2.8	4.8	24
3	2562	2269	2275	2291	2413	2214	2732	3243	2631	2687	3219
terror		10	11	10	5.7	13	6.6	26	2.7	4.8	25
4	2398	2078	2063	2080	2210	1925	2646	3140	2540	2598	3129
terror		13	14	13	7.8	19	10	31	5.9	8.3	30
5	2391	1921	1906	1923	2057	1709	2545	3014	2435	2495	3021
terror		19	20	19	13	28	6.4	26	1.8	4.3	26
6	2391	1802	1786	1804	1941	1547	2431	2864	2317	2379	2893
terror		24	25	24	18	35	1.6	19	3.1	0.4	20
7	2233	1711	1645	1713	1852	1425	2305	2687	2186	2251	2746
terror		23	24	23	17	36	3.2	20	2.1	0.8	22
8	2240	1642	1626	1644	1783	1332	2167	2485	2043	2111	2578
terror		26	27	26	20	40	3.2	11	8.7	5.7	13
9	2306	1590	1574	1592	1731	1263	2018	2255	1890	1960	2389
terror		31	32	31	25	45	12	2.1	18	15	0.03
10	2148	1551	1535	1554	1693	1213	1859	2000	1729	1799	2179
terror		28	28	28	21	43	13	6.8	19	16	0.01

Tabla 5. Comparación de los porcentos de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 50 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 6525$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1.18 d, con una W = 16 rpm, con una T = 286 K y con un D = 0.3 m (Escárcega y Pulido, 1986)

ETAPA	Dato		E C U A C I O N									
	Exp.		1	2	3	4	5	6	7	8	9	12
1	4814		4779	4763	4783	4916	5006	4497	5128	4348	4431	5258
terror			0.7	1.1	0.6	2.1	3.9	6.5	10	9.6	7.9	9
2	4400		4070	4049	4076	4248	4113	4419	5242	4266	4350	5181
terror			7.4	7.9	7.3	3.4	6.5	0.4	19	3.0	1.1	17
3	4333		3603	3580	3610	3803	3487	4307	5115	4148	4236	5069
terror			17	17	17	12	19	0.5	18	4.2	2.2	16
4	4283		3269	3245	3276	3481	3030	4170	4950	4005	4096	4926
terror			23	24	23	18	29	2.6	15	6.4	4.3	15
5	3963		3021	2996	3028	3240	2690	4011	4752	3838	3934	4754
terror			24	24	24	18	32	1.2	20	3.1	0.7	19
6	3800		2833	2808	2840	3056	2434	3831	4514	3651	3751	4552
terror			25	26	25	20	36	0.8	19	3.9	1.2	19
7	3700		2689	2664	2697	2915	2241	3631	4236	3444	3548	4318
terror			27	28	27	21	39	1.8	14	6.9	4.1	16
8	3600		2580	2555	2587	2807	2045	3413	3915	3219	3326	4051
terror			28	29	28	22	42	5.1	8.7	10	7.5	12
9	3550		2498	2472	2505	2725	1987	3178	3552	2978	3088	3752
terror			30	30	24	23	44	10	7.2	16	13	5
10	3420		2437	2412	2445	2665	1907	2927	3149	2722	2835	3420
terror			29	29	29	22	44	14	7.9	20	17	0

Tabla 6. Comparación de los porcentos de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 50 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 5000$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 2.5 d, con una W = 23 rpm, con una T = 287 K y con un D = 0.3 m (Escárcega y Pulido, 1986)

ETAPA	Dato		E C U A C I O N									
	Exp.		1	2	3	4	5	6	7	8	9	12
1	3217		1751	2087	2317	2352	2589	1828	3008	1406	2212	2160
terror			45	35	27	27	20	43	6.4	56	31	32
2	3057		1019	1330	1558	1594	1590	1743	2888	1324	2128	2040
terror			66	56	49	48	48	43	5.5	56	30	33
4	2882		487	719	907	938	744	1490	2304	1087	1874	1676
terror			83	75	69	67	74	48	13	62	35	41
6	2690		301	481	637	663	432	1185	1986	814	1556	1232
terror			86	82	76	75	84	56	26	70	42	54
8	2433		219	370	505	528	297	868	1390	549	1208	783
terror			91	85	80	78	87	89	64	42	77	67
10	2265		181	315	439	460	235	572	805	325	862	405
terror			92	86	81	80	89	75	64	85	62	82

Tabla 7. Comparación de los porcentajes de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 50 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 6406$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 2.5 d, con una  $W = 16$  rpm, con una  $T = 286$  K y con un  $D = 0.5$  m (Pedroza Islas, 1988)

ETAPA	Dato		E C U A C I O N									
	Exp.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	12	
1	3141	1598	2016	2401	2618	2772	1976	3376	2404	2604	2484	
error		49	35	23	26	11	37	7.4	23	17	7.4	
2	2267	781	1111	1448	1650	1490	1869	3207	2295	2495	2796	
error		65	51	36	27	34	17	14	1.2	10	23	
3	1976	453	707	986	1163	884	1723	2968	2145	2345	2584	
error		77	64	50	41	55	12	50	8.5	18	30	
4	1725	294	492	726	879	567	1556	2679	1970	2169	2332	
error		82	71	57	49	67	9.7	55	14	25	35	
5	1667	206	367	566	701	389	1376	2358	1778	1974	2052	
error		87	77	66	58	77	17	41	6.6	18	23	
6	1567	155	289	462	582	284	1190	2000	1576	1767	1755	
error		90	81	71	63	82	24	27	0.5	12	11	
7	1346	123	238	392	501	218	1005	1635	1369	1552	1451	
error		91	82	71	63	84	25	21	1.7	15	7	
8	1357	102	204	344	445	176	826	1276	1163	1336	1154	
error		93	85	74	66	87	39	6.1	14	1.4	14	
9	1218	89	181	311	405	149	659	937	963	1124	875	
error		93	85	74	66	87	45	23	21	7.6	28	
10	985	79	165	287	378	131	508	640	775	921	627	
error		92	83	71	62	87	48	35	21	6.4	36	

Tabla 5 Comparación de los porcentos de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 20 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 2010$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1 d, con una W = 30 rpm, con una T = 283 K y con un D = 0.3 m (Luna Pabello, 1990)

ETAPA	Dato Exp.	E C U A C I O N									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	12
1	1860	1822	1822	1807	1800	1837	1749	1879	1693	1704	1709
terror		2.0	2.0	2.8	3.1	1.2	5.9	1.0	8.9	8.3	6.7
2	1620	1733	1733	1711	1701	1718	1738	1869	1679	1691	1691
terror		6.9	6.9	5.6	5.0	6.0	7.2	15	3.6	4.3	4.1
3	1560	1668	1668	1641	1630	1624	1721	1859	1659	1671	1663
terror		6.9	6.9	5.2	4.5	4.1	10	18	6.3	7.1	6.6
4	1340	1617	1617	1588	1576	1549	1701	1834	1635	1648	1628
terror		20	20	28	17	15	26	36	22	23	21
5	1200	1578	1578	1545	1532	1487	1676	1809	1605	1619	1585
terror		32	32	29	27	24	39	50	33	35	32
6	1170	1546	1546	1512	1497	1438	1648	1779	1572	1587	1534
terror		32	32	26	28	23	41	52	34	35	31
7	1160	1521	1521	1485	1470	1398	1615	1741	1534	1550	1475
terror		31	31	28	27	20	39	50	32	34	31
8	1120	1501	1501	1465	1449	1366	1578	1696	1490	1535	1406
terror		34	34	31	29	22	40	51	33	34	25
9	1110	1486	1486	1448	1432	1342	1537	1643	1442	1461	1327
terror		34	34	30	29	21	38	48	29	31	19
10	1110	1475	1475	1436	1420	1323	1490	1578	1388	1408	1238
terror		33	33	30	38	19	34	42	25	27	11

Tabla 9 Comparación de los porcentajes de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 20 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 2040$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1 d, con una  $W = 30$  rpm, con una  $T = 293$  K y con un  $D = 0.3$  m (Luna Pabello, 1990)

ETAPA	Dato		E C U A C I O N									
	Exp.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	12	
1	1760	1676	1676	1648	1636	1694	1469	1749	1359	1381	1501	
terror		4.7	4.7	6.3	7.0	3.7	16	0.6	22	21	14	
2	1600	1515	1515	1477	1460	1476	1446	1727	1333	1355	1460	
terror		5.2	5.2	7.6	8.6	7.7	9.5	7.9	16	15	8.1	
3	1470	1515	1515	1359	1340	1315	1414	1695	1297	1319	1425	
terror		4.5	4.5	7.5	8.8	10	3.7	15	11	10	3.0	
4	1420	1319	1319	1271	1251	1192	1374	1654	1252	1275	1368	
terror		7.0	7.0	10	11	16	3.1	16	12	10	3.6	
5	1290	1255	1255	1204	1183	1096	1328	1603	1200	1224	1300	
terror		2.6	2.6	6.6	8.2	15	2.9	24	6.9	5.0	7.7	
6	1250	1206	1206	1152	1130	1022	1275	1542	1141	1167	1223	
terror		3.5	3.5	7.7	9.5	18	2.0	23	8.6	6.6	2.1	
7	1200	1167	1167	1112	1089	965	1217	1469	1076	1103	1134	
terror		2.7	2.7	7.2	9.1	19	1.4	22	10	8.0	5.5	
8	1160	1137	1137	1081	1058	920	1152	1384	1006	1034	1036	
terror		1.9	1.9	6.9	8.7	20	0.6	19	13	11	10	
9	1080	1114	1114	1057	1034	886	1082	1285	931	059	929	
terror		3.1	3.1	2.0	4.2	17	0.1	19	14	11	13	
10	1040	1097	1097	1040	1016	862	1006	1173	851	880	814	
terror		5.4	5.4	1.1	2.2	17	3.2	13	18	15	21	

Tabla 10 Comparación de los porcentajes de error entre los datos obtenidos con diez ecuaciones y los datos experimentales para un reactor de diez etapas, de 20 litros de volumen de trabajo, con una  $S_0 = 2050$  mg/L, medida como demanda química de oxígeno, con un TRH = 1 d, con una W = 30 rpm, con una T = 303 K y con un D = 0.3 m (Luna Pabello, 1990)

ETAPA	Dato	E C U A C I O N									
	Exp.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	12
1	1130	1107	1107	1050	1026	1113	489	1085	348	373	841
error		2.0	2.0	7.0	9.1	1.4	56	3.9	69	67	25
2	810	805	805	743	718	708	457	1031	320	344	791
error		0.5	0.5	8.1	11	12	43	27	60	57	2.3
3	680	633	633	572	548	484	414	955	283	306	723
error		6.8	6.8	15	19	36	39	40	58	54	6.3
4	550	522	522	464	441	350	366	862	243	264	643
error		5.0	5.0	15	19	43	33	56	55	51	16
5	470	446	446	392	370	266	315	758	202	221	555
error		4.9	4.9	16	21	43	32	61	56	53	18
6	410	393	393	341	321	211	264	645	162	179	464
error		4.0	4.0	16	21	48	35	57	60	56	13
7	400	355	355	305	286	174	215	528	126	140	373
error		11	11	23	28	56	46	32	68	64	6.7
8	340	327	327	279	261	149	169	412	93	105	287
error		3.8	3.8	17	23	55	30	21	72	68	15
9	320	306	306	260	242	132	128	304	67	76	209
error		4.1	4.1	18	24	58	59	4.9	79	77	34
10	270	292	292	247	229	121	94	208	45	52	92
error		8.2	8.2	8.4	15	55	65	22	83	80	47

TABLA DEL ANALISIS ESTADISTICO DE LOS DIFERENTES CASOS

RBR de 250 L

ETAPA	CASO 1 VALOR Z	CASO 2 VALOR Z	CASO 3 VALOR Z
1	11.2	13	1.48
2	3.7	23	2.43
3	8.0	21	2.90
4	6.4	22	4.0

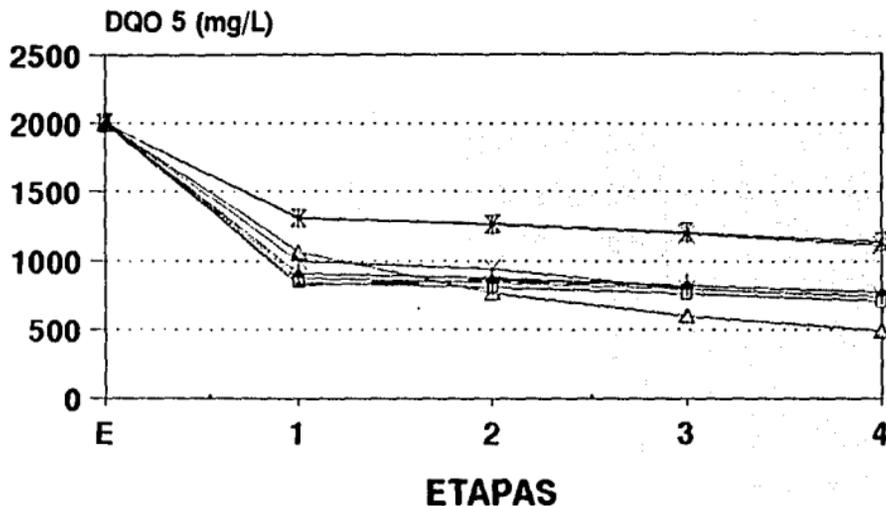
RBR de 50 L

ETAPA	CASO	V A L O R D E Z			
		1	2	3	4
1		0.68	0.71	3.2	0.75
2		1.1	2.5	5.7	2.2
3		1.2	0.88		2.4
4		1.6	1.42	7.07	2.3
5		1.8	1.30		1.8
6		1.5	1.42	9.70	0.7
7		2.6	0.97		0.5
8		3.5	0.71	11.9	0.87
9		1.03	0.52		1.8
10		0.18	0	10.8	1.9

RBR de 20 L

ETAPA	CASO	V A L O R D E Z		
		1	2	3
1		2.1	2.44	2.9
2		0.29	1.41	0.19
3		1.45	0.79	1.01
4		5.09	0.81	3.28
5		7.77	0.28	1.5
6		6.5	1.27	1.27
7		7.42	4.66	0.95
8		8.5	4.33	3.7
9		6.7	3.55	
10		3.01	3.01	3.2

# Reactor de biodiscos de 250 L

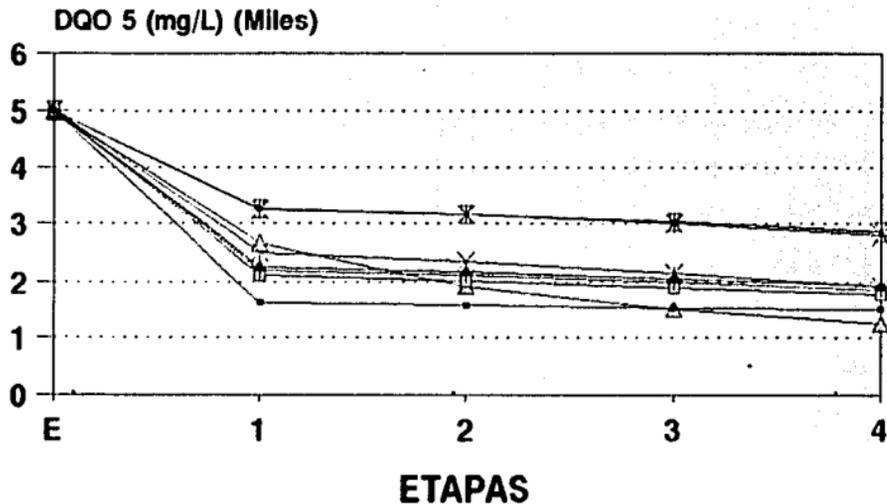


→ Serie 1 + Serie 2 \* Serie 3 □ Serie 4  
\* Serie 5 ◆ Serie 6 ▲ Serie 7 ▫ Serie 8

Grafica A

$S_0=2000\text{mgDQO/L}$ ,  $T=289\text{K}$ ,  $W=16\text{rpm}$ ,  $\text{TRH}=1.17\text{d}$ .

# Reactor de biodiscos de 250 L

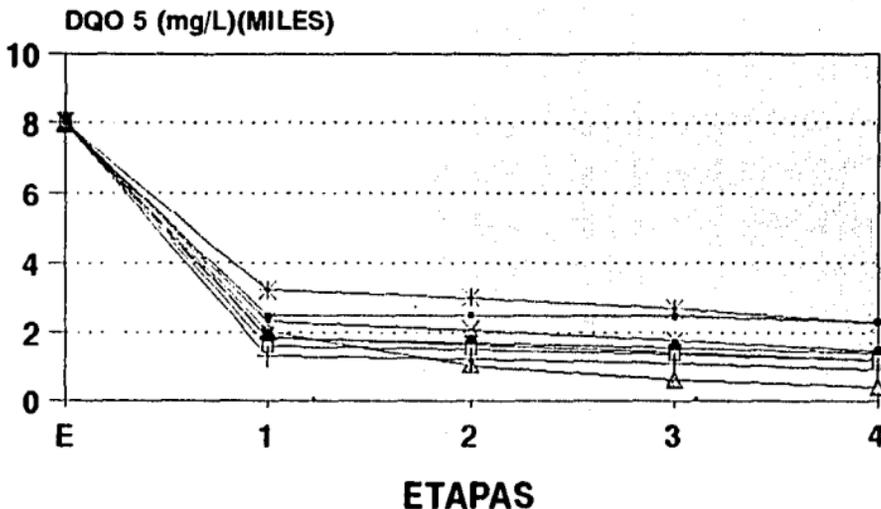


● Serie 1 + Serie 2 \* Serie 3 □ Serie 4  
× Serie 5 ◆ Serie 6 ▲ Serie 7 ⊠ Serie 8

Grafica B

So=5000mgDQO/L,T=289K,W=16rpm,TRH=1.17d.

# Reactor de biodiscos de 250 L

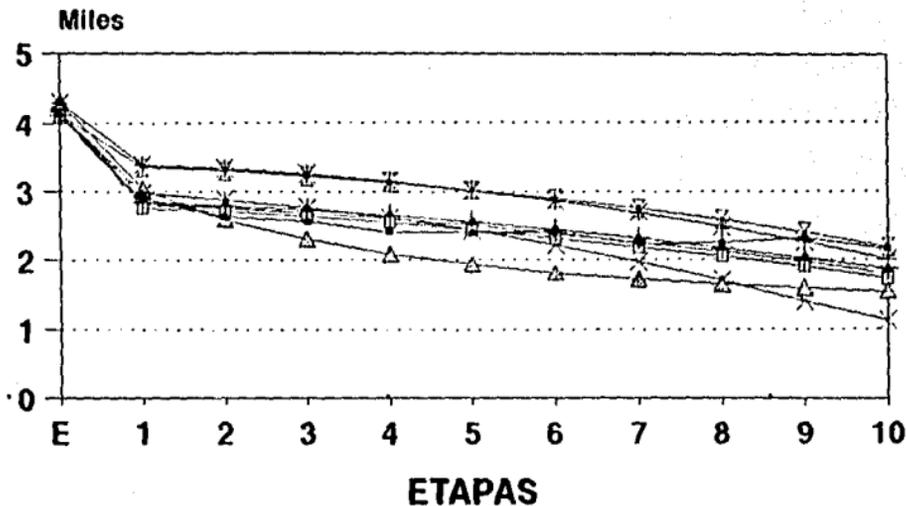


—• Serie 1 + Serie 2 \* Serie 3 -□ Serie 4  
—\* Serie 5 —◆ Serie 6 —△ Serie 7 —⊠ Serie 8

Grafica C

So=8000mgDQO/L,T=288K,W=23rpm,TRH=2.5d.

# Reactor de biodiscos de 50 L

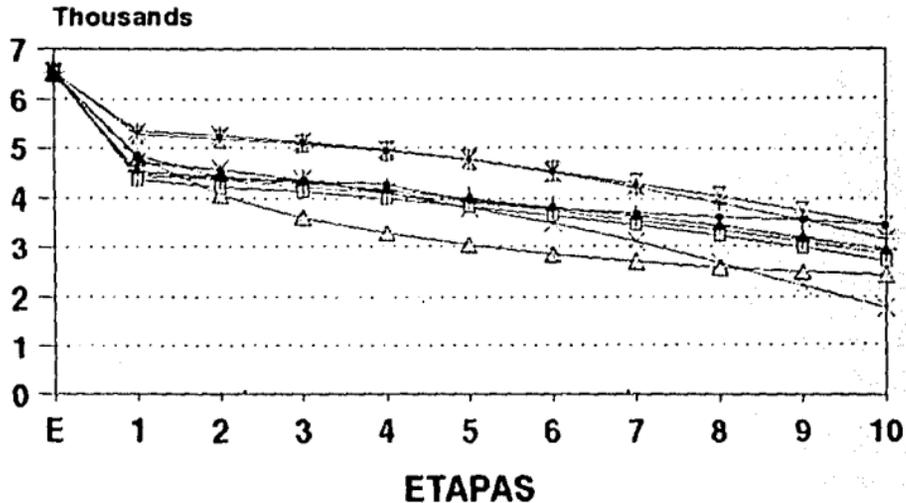


- Serie 1    + Serie 2    \* Serie 3    □ Serie 4  
 \* Serie 5    ◆ Serie 6    ▲ Serie 7    ✕ Serie 8

Grafica D

So=4314mgDQO/L, T=286K, W=16rpm, TRH=1.17d

# Reactor de biodiscos de 50 L

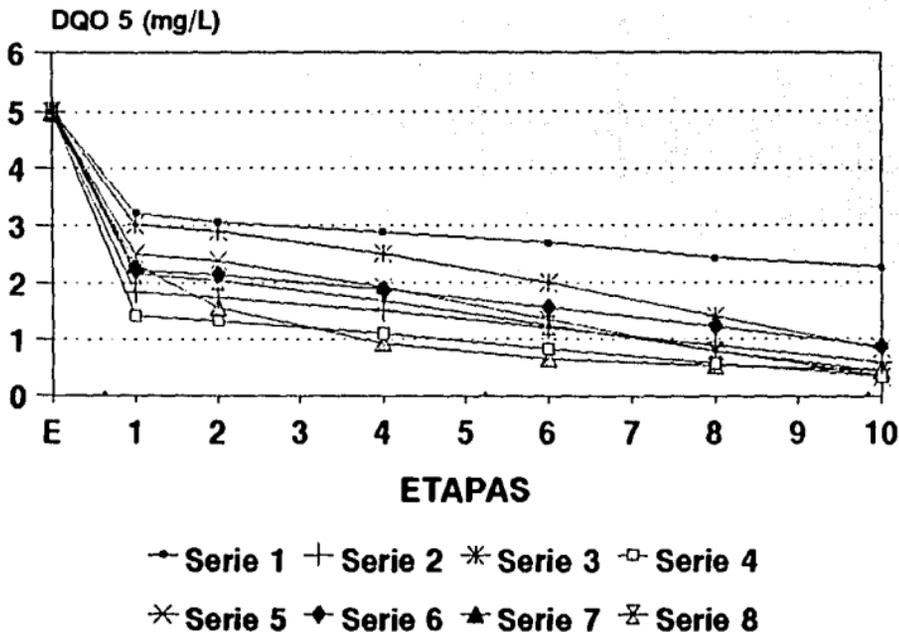


• Serie 1 + Serie 2 \* Serie 3 □ Serie 4  
× Serie 5 ◆ Serie 6 ▲ Serie 7 ⊗ Serie 8

Grafica E

So=6525mgDQO/L, T=286K, W=16rpm, TRH=1.17d

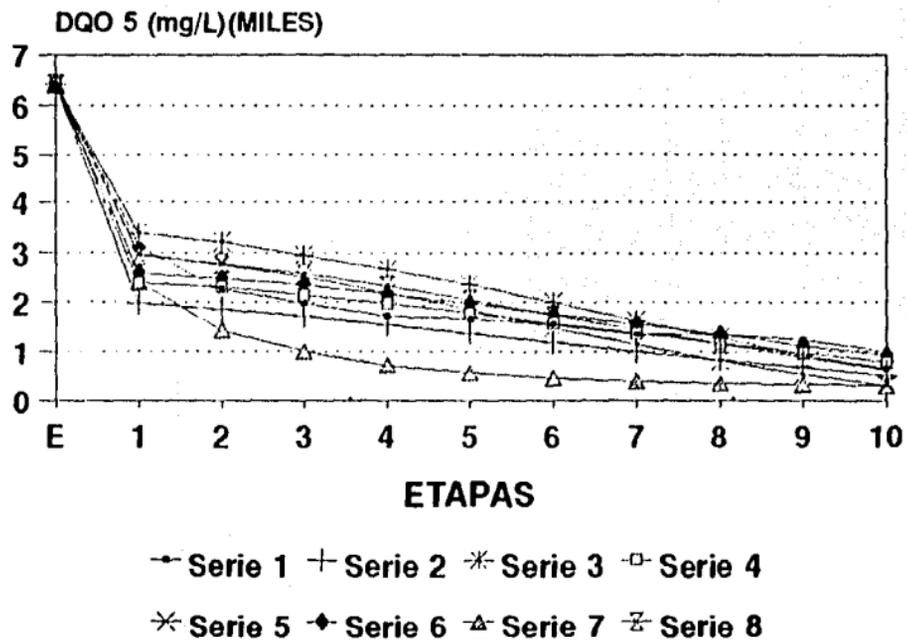
# Reactor de biodiscos de 50 L



Grafica F

$S_o=5000\text{mgDQO/L}$ ,  $T=287\text{K}$ ,  $W=23\text{rpm}$ ,  $TRH=2.5\text{d}$

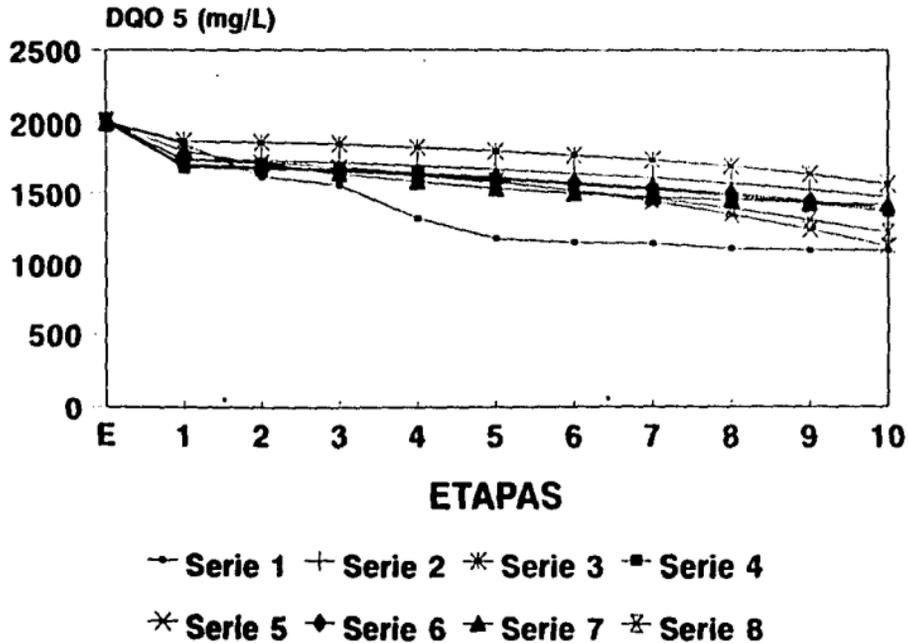
# Reactor de biodiscos de 50 L



Grafica G  
 So=6406mgDQO/L,T=286K,W=16rpm,TRH=2.5d

0.2

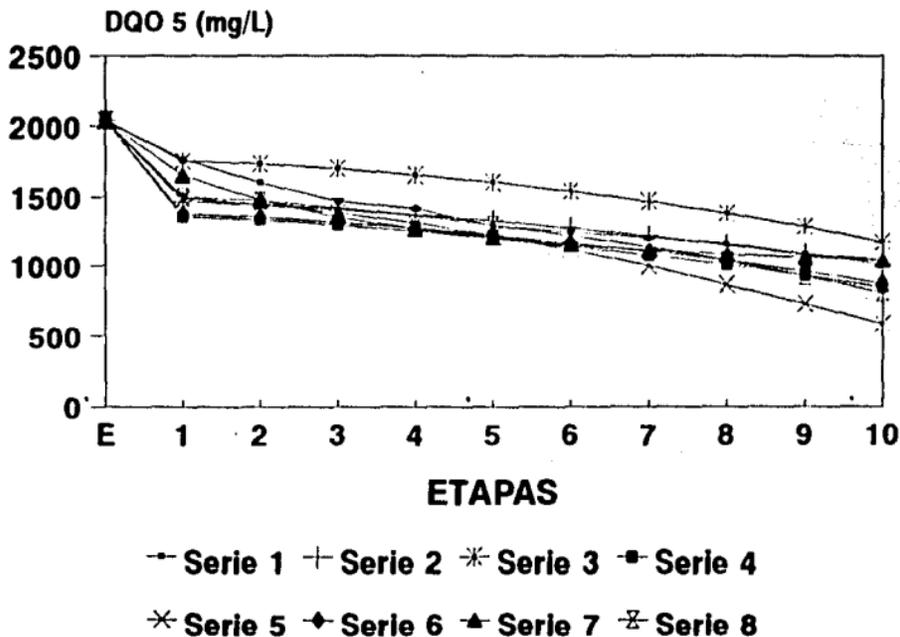
# Reactor de biodiscos de 20 L



Grafica H

$S_0=2010\text{mgDQO/L}$ ,  $T=283\text{K}$ ,  $W=30\text{rpm}$ ,  $\text{TRH}=1\text{d}$ .

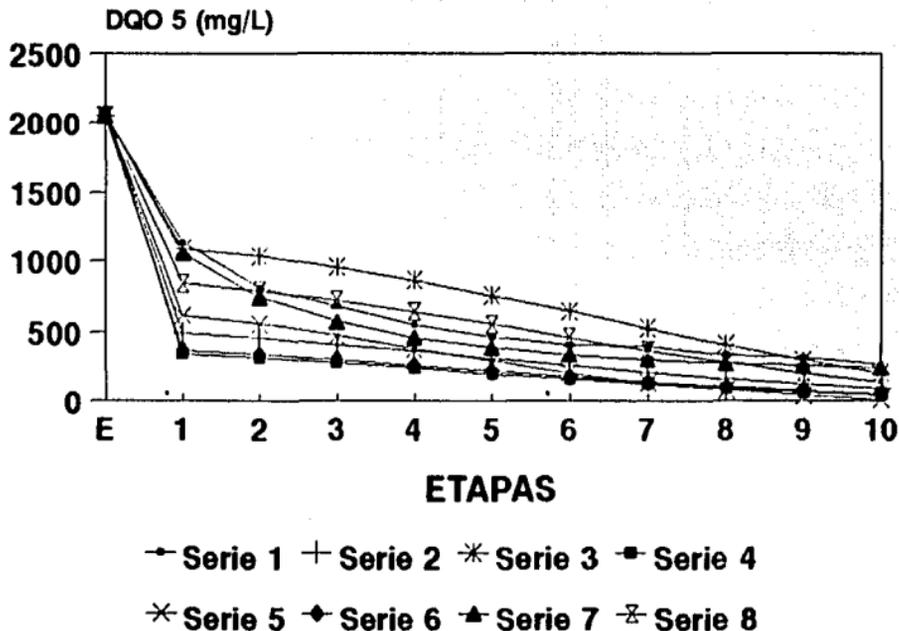
# Reactor de biodiscos de 20 L



Grafica 1

$S_o = 2040 \text{ mg DQO/L}$ ,  $T = 293 \text{ K}$ ,  $W = 30 \text{ rpm}$ ,  $TRH = 1 \text{ d}$ .

# Reactor de biodiscos de 20 L



Grafica J

So=2050mgDQO/L, T=303K, W=30rpm, TRH=1d.

## INDICE DE TABLAS Y FIGURAS

Indice de figuras	Pag
Figura 1. Ciclo ecológico natural	7
Figura 2. Sistema de tratamiento de aguas residuales empleando sistemas biológicos	8
Figura 3. Esquema de un RBR.	20
Figura 4. Diagrama esquemático de las resistencias de transferencia de masa en un RBR.	21
Indice de gráficas	
Presentación de todas las expresiones propuestas a diferentes condiciones de operación. (A-J)	74
Presentación de la expresión seleccionada a diferentes condiciones de operación. (1-13)	45
Indice de tablas	
Referente a los datos experimentales recopilados.	29
Referente a los resultados obtenidos a través de todas las expresiones propuestas a diferentes condiciones de operación.	65
	:
Referente a la tabla de resultados obtenidos de Z.	73

#### NOMENCLATURA.

- RBR = Reactor de biodiscos rotatorio.
- S = Materia orgánica final despues de cada etapa (mg/L DQO).
- So = Materia orgánica inicial al entrar al RBR (mg/L DQO).
- T = Temperatura a la que se encuentra operando el RBR (K).
- W = La velocidad con que gira el biodisco (rpm).
- S = Desviación estandar de la muestra experimental.
- U = Es el valor promedio de la muestra experinantal.
- x = Es el valor obtenido del modelamiento matemático a comparar.
- Z = El valor que permite cuatificar la diferencia estadística.
- N = Numero de etapa del RBR.
- TRH = Tiempo de residencia hidráulico (min).
- D = Diametro del biodisco.
- DQO = Demanda química de oxígeno.
- DBO = Demanda bioquímica de oxígeno.