

22
24

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO EN UN
REACTOR AEROBIO EMPACADO



EXAMEN PROFESIONALES¹
FAC. DE QUIMICA

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
JAVIER DUQUE LUCIANO

1989

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.

INDICE

	Pág.
1. INTRODUCCION	1
1.1 Problemática	1
1.2 Objetivos y alcances	4
2. PROCESOS BIOLÓGICOS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO	6
2.1 Generalidades	6
2.2 Diferentes tipos de procesos	8
2.2.1 Procesos de flóculos suspendidos	11
2.2.1.1 El sistema de lodos activados	11
2.2.1.2 Lagunas de oxidación	13
2.2.1.3 Procesos de contacto anaerobio	14
2.2.2 Procesos de película fija	16
2.2.2.1 Filtro intermitente de arena	16
2.2.2.2 Filtro percolador o filtro rociador	17
2.2.2.3 Reactor anaerobio empacado	18
2.2.2.4 Biodisco o reactor biológico rotatorio	21
3. REACTOR AEROBIO DE PELÍCULA SUMERGIDA	25
3.1 Antecedentes del reactor aerobio de película sumergida	25
3.2 Modelos matemáticos	30

3.2.1	Cinética de reacción	31
3.2.1.1	Modelo de Michaelis-Menten	31
3.2.1.2	Modelo de Monod	35
3.2.1.3	Modelo de orden variable	37
3.2.1.4	Parámetros que afectan la cinética de reacción	41
3.2.2	Modelos de reactores biológicos	44
3.2.2.1	Modelo de Kornegay y Andrews	45
3.2.2.2	Modelo de Hartmann	49
3.2.2.3	Modelo de Del Borghi	51
3.2.2.4	Modelo de Antonie	53
3.2.2.5	Modelo de Wu y colaboradores	56
3.2.2.6	Modelo de Opatken	58
3.2.2.7	Modelo de Stover y Kincannon	60
4.	METODOLOGIA	66
4.1	<i>Sistema experimental</i>	66
4.2	<i>Operación y muestreo</i>	69
4.3	<i>Determinaciones analíticas</i>	71
4.3.1	Temperatura	71
4.3.2	Oxígeno disuelto (OD)	71
4.3.3	pH	71
4.3.4	Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO)	72
4.3.5	Demanda Química de Oxígeno (DQO)	72
4.3.6	Alcalinidad	73
4.3.7	Nitrógeno	74

	Pág.
4.3.8 Sólidos	74
5. RESULTADOS	75
5.1 Características del agua de desecho	76
5.2 Evaluación global del sistema	77
5.2.1 Temperatura	78
5.2.2 pH	78
5.2.3 Oxígeno disuelto	78
5.2.4 DBO	80
5.2.5 DQO	81
5.2.6 Sólidos	83
5.2.7 Nitrógeno amoniacal	84
5.2.8 Carga orgánica	84
5.3 Utilización de los resultados experimentales en el modelo de Stover y Kincannon	85
5.4 Utilización de los resultados experimentales en el modelo de orden variable	94
5.5 Producción de biomasa y características de la biopelícula	98
6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	100
7. BIBLIOGRAFIA	104
APENDICE	112

1. INTRODUCCION

1.1 Problemática

El problema del suministro del agua en México está asociado al desarrollo de la planta productiva y al crecimiento vertiginoso de la población; en ambos casos la demanda de agua aumenta día con día aumentando consecuentemente la generación de aguas de desecho procedente de los usos domésticos e industrial, las cuales en su mayor parte no reciben ningún tratamiento antes de ser vertidas a los cuerpos hidráulicos naturales, originando problemas de contaminación que pueden ser graves, como en ocasiones ha ocurrido.

Gran parte de las fuentes de abastecimiento del país son de

origen subterráneo. Por ejemplo, en los estados de la zona centro-norte existen una gran cantidad de fuentes subterráneas, muchas de las cuales están siendo sobreexplotadas. A pesar de representar una opción para el abastecimiento de agua, la sobreexplotación de fuentes subterráneas es perjudicial, lo que obliga a recurrir con urgencia a fuentes superficiales. En el Valle de México, la sobreexplotación de las fuentes subterráneas obligó a traer hacia la cuenca del Valle recursos de los ríos Lerma y Cutzamala. Sin embargo, el déficit del líquido continúa debido al aumento de la demanda por el acelerado crecimiento de la población. Es la necesidad social la que obliga a que el uso del agua potable sea orientada de manera preferencial hacia la población. Debido a los esfuerzos enormes que deben realizarse para abastecer las ciudades principales del país, es imperativo el uso racional de los recursos hidráulicos. El desperdicio de agua potable debe reducirse al mínimo y si es posible, suprimirse. Hoy en día, lejos de intentarlo, el desperdicio se ejerce de diversas maneras entre los que se pueden señalar las siguientes:

- Se utiliza un exceso de agua potable para transportar desechos resultantes de las actividades humanas domésticas, ≈ 150 l/hab/d cuando podría emplearse sólo el 20% de este valor (Lama, 1986).

- Se utiliza agua potable para el riego de extensas áreas verdes en las ciudades y en las zonas aledañas a las metrópolis; por ejemplo, en Chalco, Texcoco, Chiconcuac, Zumpango, Cuatitlán y Lechería se utiliza agua obtenida directamente de los pozos para el riego agrícola (Lama, 1986).

- Se emplea agua potable en procesos de producción que podrían operar empleando agua de menor calidad.

Si se aprovecharan las aguas de desecho mediante tratamientos adecuados, los problemas de contaminación e insuficiencia se verían reducidos, obteniéndose, además, beneficios de tipo económico. Por tanto, cualquier intento serio por eliminar los problemas de contaminación e insuficiencia de agua es justificado y necesario.

Dentro de esta problemática, la reutilización de las aguas residuales contribuye a eliminar los problemas señalados. En algunos casos la reutilización sólo requiere de un tratamiento parcial como el que proporciona un sistema biológico para tratamiento de aguas de desecho.

El reactor aerobio de película sumergida, al ser un sistema biológico para tratamiento de aguas de desecho es una alternativa para obtener agua reutilizable a partir de aguas

de desecho. El proceso puede utilizarse para la eliminación de material orgánico contaminante (DBO) y de nitrógeno amoniacal al igual que otros sistemas pero con las ventajas que en los próximos capítulos se señalan. El reactor aerobio de película sumergida ha surgido en los últimos años como alternativa de tratamiento secundario, los resultados de experiencias a nivel industrial y a nivel piloto lo presentan como un sistema eficiente y seguro de operar.

1.2 Objetivos y alcances

Debido a que la información que se encuentra en la literatura proviene de compañías privadas y de trabajos a nivel laboratorio, no hay suficiente material para diseñar un sistema de película aerobia sumergida. Este trabajo tiene como objetivo principal generar información en una planta piloto que permita obtener datos sobre la cinética del sistema y así poder, posteriormente, simular el proceso. La información generada será de importancia para establecer parámetros y recomendaciones para el diseño de otras unidades.

Uno de los problemas más graves que enfrentan los sistemas de película biológica es el taponamiento del material plástico por crecimiento de la biomasa o por obstrucción de materiales sólidos que arrastra el agua de desecho. De forma gráfica se

evaluará la problemática del taponamiento del material plástico.

2. PROCESOS BIOLÓGICOS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO

2.1 Generalidades

Los contaminantes presentes en las aguas de desecho pueden ser eliminados por medios físicos, químicos y biológicos.

La clasificación más común de los métodos de tratamiento de aguas de desecho permiten diferenciar a los siguientes:

- 1) Pretratamiento. Tiene como objetivo la eliminación de materiales voluminosos como animales muertos, latas, plásticos, trozos de tela, etc., que pudieran dañar el equipo. Uno de los implementos utilizados con mayor frecuencia es la rejilla de separación.

- 2) Tratamiento Primario. Esencialmente son operaciones unitarias en las cuales un proceso físico permite la eliminación de material sobrenadante o sedimentable. Están basados en la eliminación de sólidos con mayor densidad que el agua y en la flotación de los sólidos o líquidos con menor densidad de ésta.

- 3) Tratamiento Secundario. El tratamiento secundario consiste fundamentalmente en uno o varios procesos en los cuales la eliminación de contaminantes disueltos ó coloidales, que no pudieron ser separados en el tratamiento primario, se lleva a cabo gracias a la actividad biológica de microorganismos. El tratamiento biológico es útil para eliminar las sustancias biodegradables presentes en las aguas de desecho. Básicamente las sustancias son convertidas en gases (CO_2 , NH_3 en procesos aerobios, CH_4 en procesos anaerobios), agua y células que son separadas posteriormente por sedimentación.

- 4) Tratamiento Terciario. Es un tipo de tratamiento que consiste en operaciones específicas para eliminar algunos contaminantes que no fueron eliminados en las etapas anteriores, tales como sales de fósforo, compuestos orgánicos no biodegradables, compuestos coloidales, sustancias que producen color, etc. Dentro

de las operaciones más comunes se encuentran la coagulación, la filtración, la adsorción en carbón activado, el intercambio iónico y la ósmosis inversa.

- 5) Desinfección. Es la última etapa utilizada en el tratamiento de aguas. Tiene como objetivo matar a los microorganismos presentes en el efluente, lo cual se logra con cloro, ozono o radiaciones.

En la figura 2.1 se puede observar un esquema simple de la clasificación de los tratamientos de aguas de desecho.

2.2 Diferentes tipos de procesos biológicos

La figura 2.2 muestra un diagrama general del tratamiento secundario de aguas de desecho en donde, como se dijo anteriormente, el elemento fundamental es el reactor biológico. La característica básica del sistema es la utilización de microorganismos para la conversión de los contaminantes solubles en sólidos biológicos y en otros productos del metabolismo microbiano.

Los procesos biológicos de tratamiento pueden llevarse a cabo en condiciones aerobias o anaerobias dependiendo del tipo de metabolismo que tengan los organismos involucrados. De acuerdo con la forma en que se localicen estos

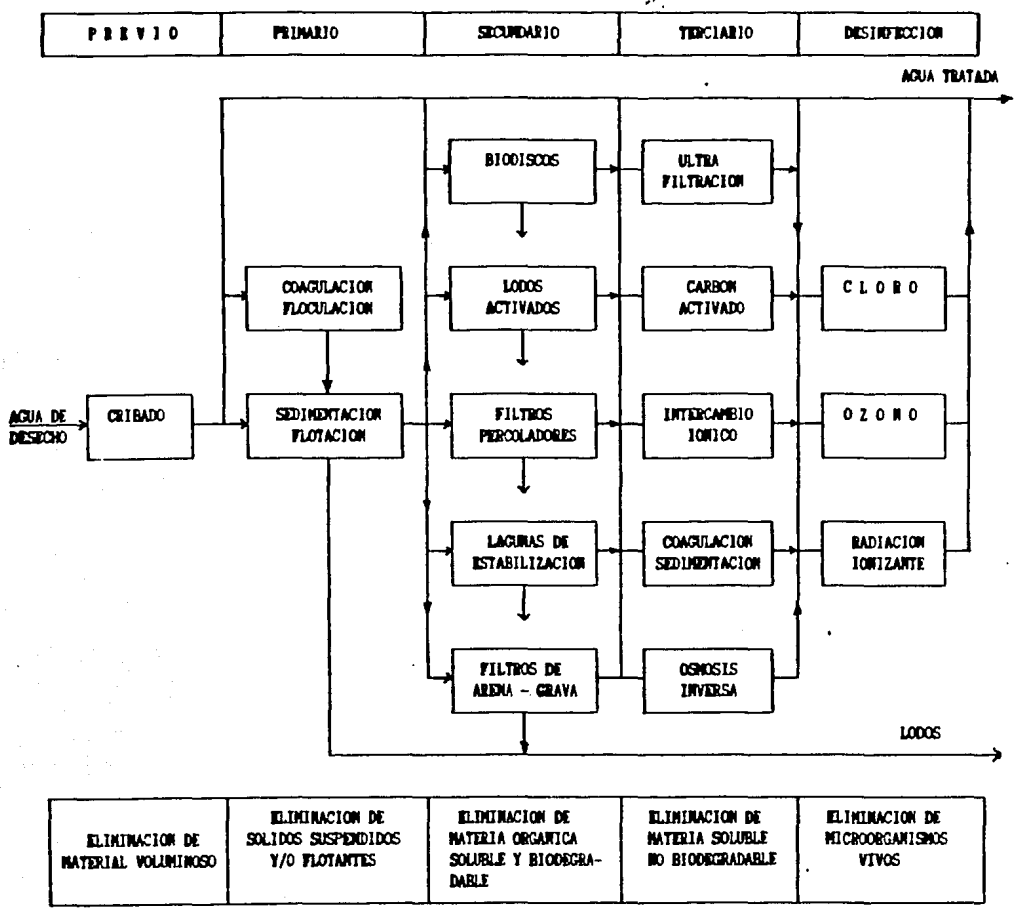


Figura 2.1 Clasificación de los tratamientos de aguas residuales

microorganismos en el reactor pueden ser de dos tipos: de flóculos suspendidos y de película fija.

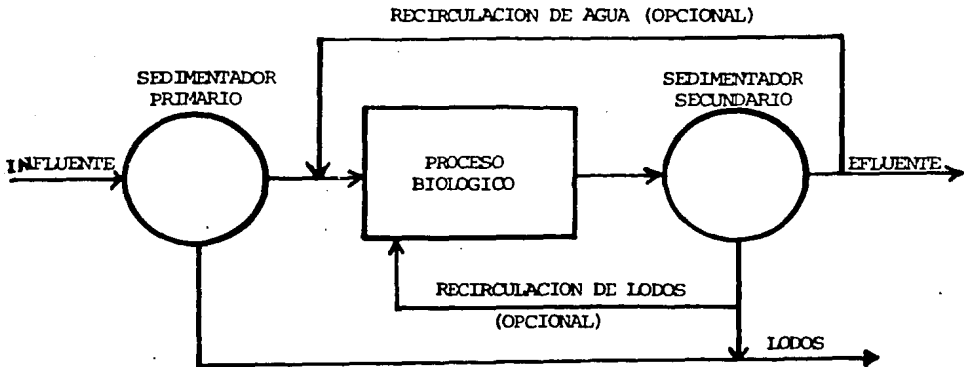


Figura 2.2. Diagrama general del tratamiento biológico de aguas residuales

En la Tabla 2.1 se incluyen algunos ejemplos de procesos biológicos.

A continuación se describen algunos de los procesos biológicos utilizados comúnmente y la selección del proceso dependerá de un eficiente: (a) mezclado, (b) remoción de contaminantes para obtener una buena calidad de agua y (c) fácil manejo de variables de operación.

TABLA 2.1. PROCESOS BIOLÓGICOS PARA TRATAMIENTO EN AGUAS RESIDUALES

DISTRIBUCION DE LA BIOMASA	METABOLISMO	
	AEROBIO	ANAEROBIO
Película fija	<ul style="list-style-type: none"> - Biodisco - Filtro percolador - Filtro de arena 	<ul style="list-style-type: none"> - Reactor empacado - Reactor de lecho fluidizado
Flóculos Suspendidos	<ul style="list-style-type: none"> - Lodos activados - Lagunas de oxidación 	<ul style="list-style-type: none"> - Proceso UASB - Digestor anaerobio - Proceso de contacto anaerobio

2.2.1 Procesos de flóculos suspendidos

Los procesos de flóculos suspendidos mantienen una masa biológica en suspensión dentro del reactor, empleando mezclado natural o artificial.

2.2.1.1 El sistema de lodos activados

El sistema está constituido esencialmente por un reactor y sedimentador, como se muestra en la figura 2.3.

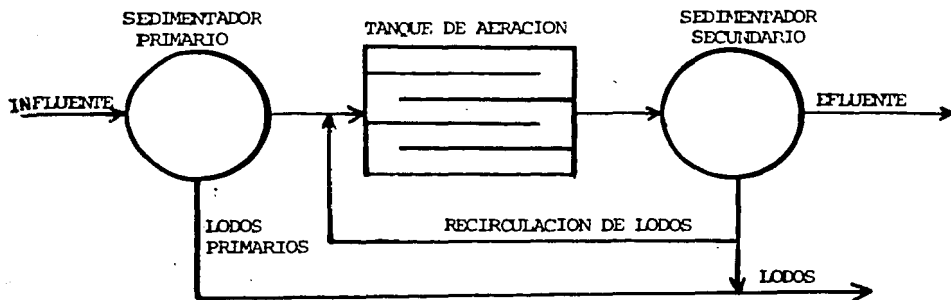


Fig 2.3 El proceso de lodos activados

El agua de desecho se alimenta al reactor, en donde entra en contacto con la población microbiana, la cual se encuentra suspendida. La materia orgánica que se adsorbe en los flóculos, es degradada por medio de enzimas y transformada en material inorgánico y celular. El agua tratada y los flóculos (lodos) abandonan el reactor y pasan a un sedimentador (secundario) en donde el material celular es separado por gravedad.

Una parte de la biomasa se recircula al reactor con el objeto de mantener constante la concentración de microorganismos y el resto se desecha. La cantidad de biomasa desechada es igual a la producción neta de la misma. Esto garantiza las condiciones de operación continua del sistema. Como los organismos presentes en el sistema tienen metabolismo aerobio, para favorecer las condiciones aerobias en el reactor o tanque de aeración se introduce aire al sistema por medios artificiales.

2.2.1.2 Lagunas de oxidación

Las lagunas de oxidación o de estabilización son consideradas como reactores biológicos completamente mezclados sin recirculación de sólidos. El mezclado se lleva a cabo por procesos naturales (viento, convección, gases en el sistema) aunque también puede inducirse por medios mecánicos. La figura 2.4 muestra de forma esquemática los procesos involucrados en la laguna de oxidación.

La materia orgánica que entra al sistema es oxidada por las bacterias produciéndose NH_3 , NO_3^- , CO_2 , $SO_4^{=}$, $PO_4^{=}$ y otros productos finales del metabolismo; algunos de estos compuestos son utilizados por las algas para su metabolismo y el oxígeno que liberan es usado por las bacterias para continuar con la oxidación de la materia orgánica. La

relación simbiótica entre bacterias y algas generan la estabilización del material de desecho que entra al sistema.

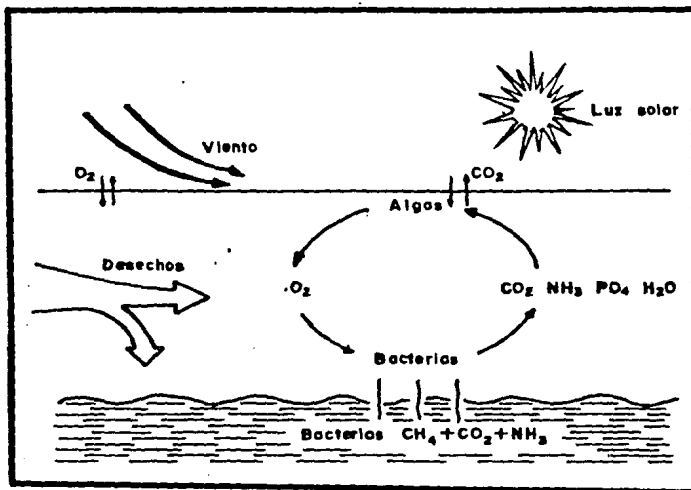


Figura 2.4. Diagrama esquemático de una laguna de oxidación (González y Elías,, 1987).

2.2.1.3 Proceso de contacto anaerobio

Este proceso sigue el mismo patrón que el sistema de lodos activados con la diferencia de que en este caso, los tanques, tanto el de reacción como el de sedimentación, están cerrados para evitar el acceso de oxígeno atmosférico al sistema (ver figura 2.5).

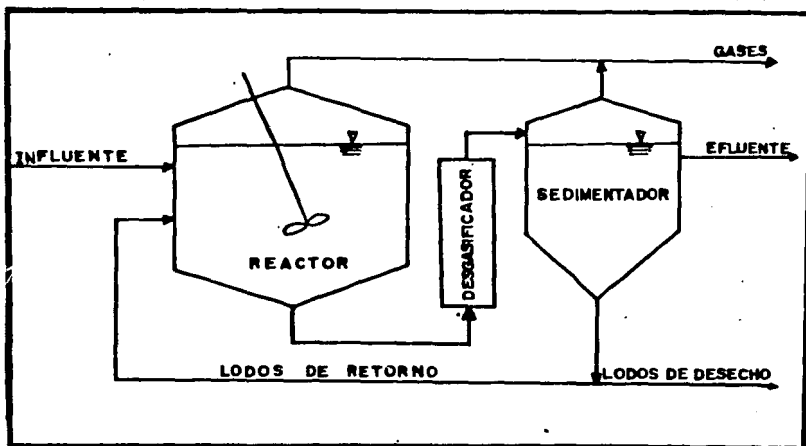


Figura 2.5. Proceso de contacto anaerobio

En el reactor los organismos anaerobios y facultativos convierten el material orgánico principalmente en productos gaseosos (metano y dióxido de carbono). Coexisten en el sistema dos grupos principales de microorganismos: 1) Acidogénicos, que hidrolizan las grandes moléculas y las transforman principalmente en ácidos orgánicos volátiles y, 2) Metanogénicos que utilizan los productos resultantes de los acidogénicos para generar CH_4 y CO_2 .

2.2.2 Procesos de película fija

Los procesos de película adherida utilizan un medio sólido sobre el cual se acumulan los microorganismos formando una capa delgada o película biológica. El área disponible para el crecimiento microbiano es un parámetro importante de diseño y generalmente es necesario desarrollar sistemas que presenten un área máxima para el crecimiento de la película en el menor volumen posible.

2.2.2.1 Filtro intermitente de arena

Este sistema requiere grandes extensiones de terreno, lo cual hace que no se utilice en ciudades, pero encuentra aplicación en zonas rurales.

La operación consiste en la aplicación intermitente del agua de desecho sobre la superficie de arena. Los sólidos quedan atrapados en la arena, mientras que la población microbiológica que se desarrolla en la superficie de los granulos adsorbe y transforma la materia orgánica soluble y coloidal. Entre cada ciclo de dosificación el aire penetra en el lecho para permitir la oxigenación.

La profundidad de la cama arenosa puede ser de 460 a 760 mm. La arena está soportada por aproximadamente 300 mm de grava

al fondo de la cual se encuentra una tubería perforada que colecta el agua tratada (ver figura 2.6) (Steel et al., 1979).

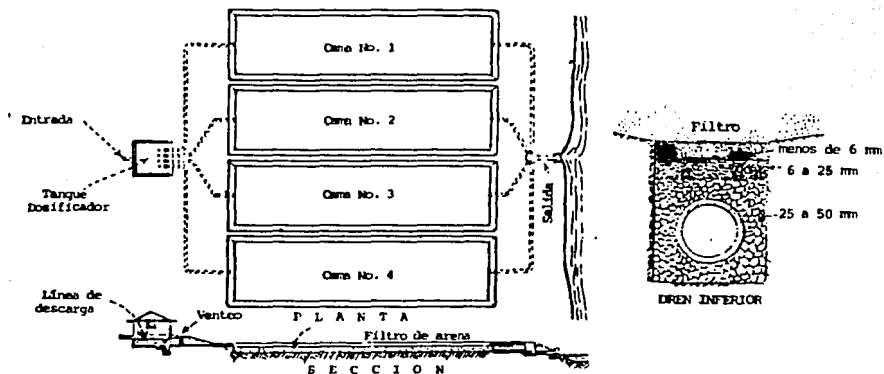


Figura 2.6. Filtro intermitente de arena (Steel et al., 1979).

2.2.2.2 Filtro percolador o filtro rociador

Los filtros percoladores utilizan como medio de soporte para la película un material poroso como rocas o materiales plásticos. El nombre dado al equipo no es del todo adecuado, ya que el mecanismo fundamental de la eliminación orgánica no

es la filtración sino la difusión del material disuelto y el oxígeno y, posteriormente, su asimilación y conversión microbiana. Es un sistema aerobio donde el suministro de oxígeno es permitido por el paso del aire a través de los espacios vacíos del material de soporte. El agua de desecho que se va a tratar se aplica con un dispositivo distribuidor (rociadores) por la parte más alta del sistema y escurre sobre la superficie del material de soporte, "filtrándose" sobre la película de microorganismos que han crecido en dicha superficie. La película biológica está constituida principalmente por bacterias, hongos y protozoarios, aunque es frecuente encontrar organismos superiores como rotíferos, larvas de insectos y otros.

La figura 2.7 muestra un diagrama esquemático de un filtro percolador.

2.2.2.3 Reactor anaerobio empacado

Los reactores anaerobios empacados son sistemas utilizados para el tratamiento de aguas de desecho con altos contenidos de material orgánico disuelto. Un reactor anaerobio empacado es por lo general de forma cilíndrica y está empacado con un material sobre el cual se fijan los microorganismos que llevan a cabo la degradación del material orgánico. El material de empaque se encuentra sumergido en el agua de

desecho por tratar. Al igual que en el caso de filtros percoladores el tipo de empaque utilizado se escoge en función de varios factores entre los que se cuentan la facilidad de adherencia de los microorganismos a la superficie, el peso, el área superficial expuesta y los costos.

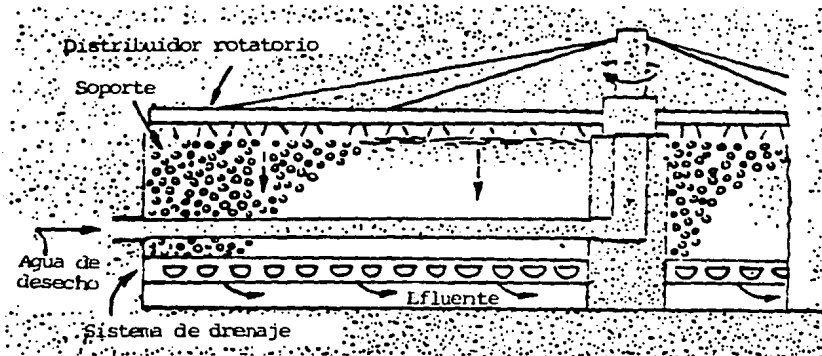


Figura 2.7 Diagrama esquemático de un filtro percolador

El agua de desecho se introduce generalmente por la parte inferior del reactor y, durante su paso a través del medio empaque, los contaminantes orgánicos son transformados principalmente en metano y dióxido de carbono (ver figura 2.8).

El comportamiento del sistema microbiológico de este reactor es similar al de un filtro percolador, con la diferencia de que uno es aerobio y el otro anaerobio. En la entrada del

reactor, los microorganismos que se encuentran en esa zona disponen de una mayor cantidad de nutrientes que los que se encuentran en las zonas altas. De esta forma la cantidad y composición de los nutrientes cambia con la altura del reactor. Esto origina que la composición microbiana con respecto a la altura sea diferente, lo cual a su vez es la causa de que los reactores de películas biológicas sean eficientes en la eliminación de contaminantes orgánicos. Para cada diferente composición de nutrientes se tiene en el reactor una población microbiológica especializada en su degradación.

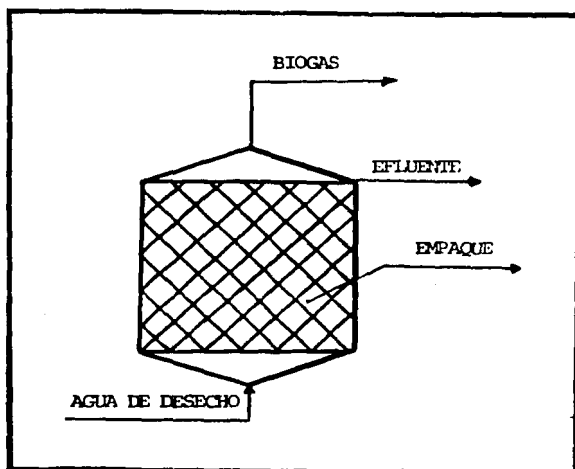


Figura 2.8 Reactor anaerobio empacado

2.2.2.4 Biodisco o reactor biológico rotatorio

Originalmente, el sistema de biodiscos consistió en una serie de discos con diámetros entre 1 y 3.5 m, montados sobre una flecha horizontal que gira mientras que aproximadamente un 40% del área superficial de los discos se encuentra sumergida en el agua de desecho. Actualmente también se utilizan placas de plástico corrugado y otros materiales plásticos en vez de discos.

Cuando el proceso inicia su operación, los microbios del agua de desecho se adhieren a la superficie del material plástico y se desarrollan hasta que toda la superficie queda cubierta con una capa o película microbiana.

De forma general el sistema está constituido por un sedimentador primario, biodiscos y sedimentador secundario (ver figura 2.9).

Al girar los discos, la película biológica entra en contacto, de forma alternada, con el agua de desecho se encuentra en el tanque y con el oxígeno atmosférico. Los discos arrastran sobre la superficie de la película biológica una película de agua de desecho hacia la zona aerada permitiendo la oxigenación del agua y de los microorganismos. Debido a la sucesión de las inmersiones y de las emersiones, la película

líquida se renueva constantemente.

La oxigenación se lleva a cabo por difusión a través de la película líquida que queda adherida, por capilaridad, a la biomasa.

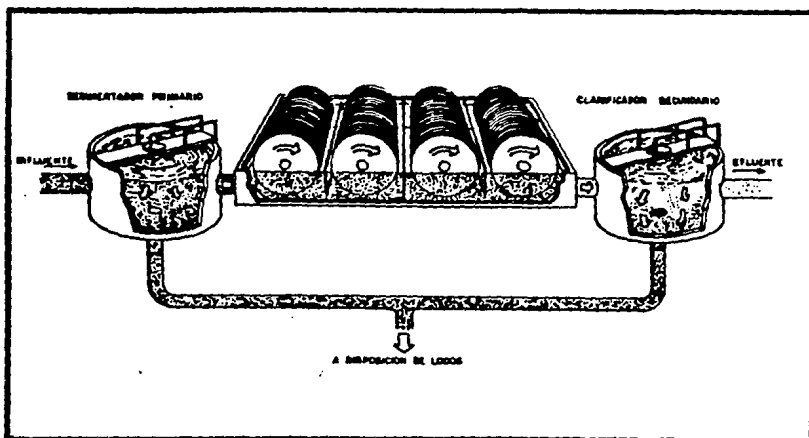


Figura 2.9 El proceso de biodiscos

Los microorganismos utilizan el oxígeno molecular disuelto para llevar a cabo la degradación aerobia de la materia orgánica. Cada vez que la biomasa pasa por el agua de desecho adsorbe materia orgánica que es utilizada como fuente

de nutrientes. Los principales productos de la oxidación bioquímica son: agua, bióxido de carbono y microorganismos que aumentan la población bacteriana. El exceso de microorganismos se desprenden de los discos debido a los esfuerzos cortantes originados por la rotación de los discos al pasar por el agua. Los microorganismos desprendidos se mantienen en suspensión en el líquido y salen del tanque con el agua tratada hacia el sedimentador secundario donde son separados de ésta.

Los discos o material plástico cumplen varios propósitos: son un medio de soporte para las poblaciones microbianas, sirven como dispositivo de mezclado en el tanque y permiten la oxidación del medio.

Para realizar mejoras en el proceso biológico secundario y obtener mayores eficiencia de remoción de contaminantes, mejor mezclado, una eficiente sedimentación de lodos, etc., se han combinado los procesos de película fija y de flóculos suspendidos de lo cual no existe mucha información. El sistema en estudio es una combinación de este tipo que tiene como objetivo principal aportar más información, tanto de manejo de variables de operación así como eficiencias de remoción de contaminantes del agua de desecho.

En el siguiente capítulo se presentan algunos trabajos que

ilustran este tipo de sistemas y que forman parte del antecedente del mismo.

3. REACTOR AEROBIO DE PELICULA SUMERGIDA

Este capítulo contiene, además de la descripción del reactor de película aerobia sumergida, una descripción de las principales características de varios modelos cinéticos y de reactores. Aunque en este trabajo solamente se analiza el sistema con dos de dichos modelos, se considera importante que el lector tenga los elementos de comparación para entender la problemática de la elección de modelos y de las consideraciones que se hacen para su desarrollo.

3.1 Antecedentes del reactor aerobio de película sumergida

Los reactores de película fija, sumergida consisten de una película compuesta de microorganismos adheridos a una superficie sólida (empaqué o área superficial del reactor),

la cual está sumergida en el agua de desecho. Los nutrientes y el oxígeno se difunden del seno del líquido hacia la película. (Ver figura 3.1).

A continuación se presenta un resumen de algunos trabajos encontrados en literatura sobre este tipo de reactores.

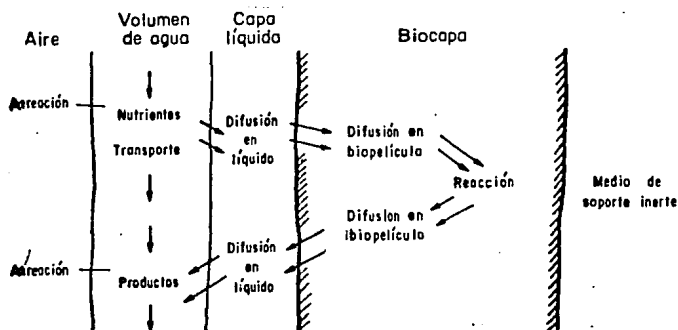


Figura 3.1. Conceptos básicos del proceso de biopelícula (Harremoës, 1978)

Hirose et al 1983, lleva a cabo una modificación del proceso de lodos activados convencional. El principio del sistema bicombinado es que se encuentra formado por hojas plásticas paralelas y verticales sumergidas en el tanque de aireación

de un sistema de lodos activados. Las placas funcionan como soporte para los microorganismos adheridos, mientras que la aireación es por difusión. Las pruebas experimentales dan como resultado un efluente con una concentración semejante al del proceso de lodos activados convencional. La cantidad de lodos producidos es muy baja y los flóculos que salen con el agua de desecho sedimentan fácilmente. (Ver figura 3.2).

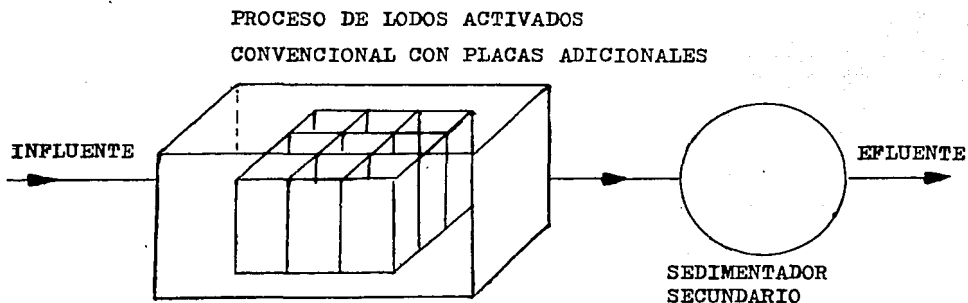


Figura 3.2. Diagrama esquemático del proceso experimental de Hirose (1983).

Hegemann (1984) combina el proceso de lodos activados con uno de película fija, con el fin de incrementar la capacidad de tratamiento.

En el tanque de aireación se coloca una "jaula" conteniendo pequeños cubos de espuma de poliuretano sobre los cuales crece una película biológica. El volumen de la "jaula" es aproximadamente el 10% del volumen del tanque. La aireación es por difusión de aire u oxígeno, lo cual permite que los pequeños cubos se mantengan en suspensión dentro de la "jaula". De esta manera se logran dos efectos importantes: aumentar la cantidad de biomasa dentro del tanque de aireación y mejorar la sedimentación de la biomasa que sale del tanque. Esto hace que el proceso tenga una operación más estable.

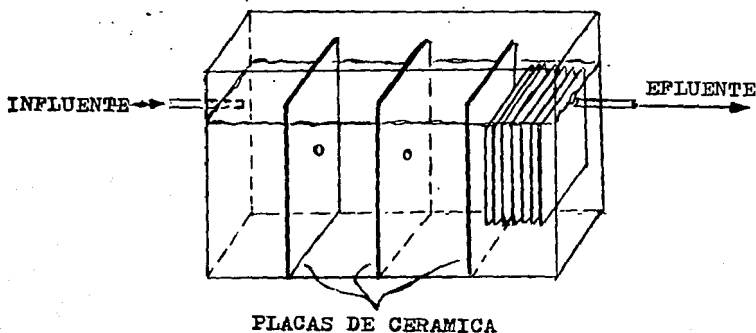


Figura 3.3 Diagrama del reactor experimental (Hamoda y Abd-El-Bary, 1986)

Hamoda y Abd-El-Bary (1986) proponen una unidad de reactor aerobio de película sumergida, (ver figura 3.3) la cual está formada por cuatro etapas con soporte de cerámica y con una aireación por difusión. El reactor logra un 97% de remoción de DQO soluble a cargas bajas y su funcionamiento es estable a altas cargas hidráulicas y orgánicas. La cantidad de biomasa por unidad de superficie se incrementa cuando se incrementa la carga orgánica. La mayor remoción de DQO ocurre en la primera etapa en donde se tienen cantidades de biomasa adherida. El reactor produce un efluente de excelente calidad.

Schlegel et al (1986), estudiaron la influencia del tratamiento de aguas de desecho en filtros aerobios sumergidos. El material utilizado como soporte de la película está formada por bloques de plástico laminado que se encuentran sumergidos en el tanque de aireación de un sistema de lodos activados. Uno de los resultados del trabajo es que la película presenta una población con diferentes tipos de protozoarios, los cuales son la causa de la disminución de la producción de lodos.

Las concentraciones de sólidos en el efluente son bajas y la nitrificación se favorece en las últimas etapas.

3.2 Modelos matemáticos

Respecto a los modelos matemáticos Escárcega y Pulido (1986) dicen: "El propósito de aplicar un modelo matemático a un proceso es el de hallar una ecuación que interrelacione al grupo de parámetros que lo afectan; es decir, que el modelo represente los valores experimentales de los parámetros medidos al sistema, por lo que el análisis, funcionamiento y operación del proceso pueda entenderse y explicarse de una manera más sencilla y pueda ser empleado para escalar el sistema".

"En este caso la ecuación provendrá del planteamiento del balance de materia en el reactor biológico y de la cinética de la utilización de sustrato por los microorganismos. Deberán considerarse también los procesos de difusión, tanto del sustrato como del oxígeno requerido por los microorganismos para degradar la materia orgánica que se encuentra disuelta en el agua de desecho".

"Un modelo matemático es una herramienta útil para el diseño y para la predicción del funcionamiento de un proceso bajo diferentes situaciones y condiciones, aunque hay que tener presente que es justamente una herramienta y puede, en ocasiones, ser incapaz de representar los fenómenos biológicos estudiados".

A continuación se presenta un resumen de algunos modelos encontrados en la literatura acerca de la cinética de las reacciones biológicas y modelos de diseño de reactores biológicos.

3.2.1 Cinética de reacción

Respecto a la cinética de reacción Escárcega y Pulido (1986) dicen: "Sólo en raras ocasiones son conocidos los complicados mecanismos biológicos con el detalle suficiente como para permitir la formulación de una expresión analítica de su cinética. Más aún, el tratamiento de aguas de desecho, en donde la biomasa tiene una diversidad enorme de microorganismos y el sustrato puede llegar a ser una mezcla de desperdicios domésticos e industriales, cualquier expresión de la cinética de las reacciones biológicas se basan en una serie de suposiciones tendientes a simplificarse. (Algunos aspectos siempre importantes como la agitación, la temperatura, la concentración de oxígeno, etc.). A continuación se presenta un resumen de algunos modelos de usos más común que han sido formulados para representar la cinética de los procesos biológicos".

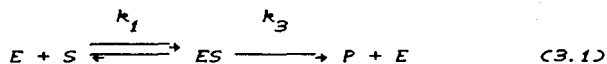
3.2.1.1 Modelo de Michaelis y Menten

Las bases de la cinética enzimática fueron propuestos por

Henri en 1902. Aproximadamente 10 años más tarde, Michaelis y Menten lograron describir de forma matemática la teoría de Henri y 20 años después Briggs y Haldane lo comprobaron y completaron.

La teoría postula que una molécula de enzima (E) reacciona con una molécula de sustrato (S) para formar el complejo enzima-sustrato (ES), el cual a su vez se puede descomponer para formar el producto (P) más la enzima libre o para formar nuevamente el sustrato más la enzima.

La reacción 3.1 describe el proceso:



En condiciones de equilibrio la rapidez de formación del complejo ES será igual a la rapidez de una descomposición, entonces:

$$k_1(E)(S) - k_2(ES) = k_3(ES) \quad (3.2)$$

Rearreglando la ecuación 3.2 se obtiene la ecuación 3.3

$$\frac{k_1}{k_2 + k_3} \frac{(S)}{(E)} = \frac{(ES)}{(E)} \quad (3.3)$$

donde el producto de las constantes $(k_2 + k_3/k_1)$ se le conoce como constante de Michaelis y Menten y se le denomina k_m .

$$k_m = \frac{k_2 + k_3}{k_1} \quad (3.4)$$

entonces la ecuación 3.3 se transforma en:

$$\frac{k_m}{(S)} = \frac{(E)}{(ES)} \quad (3.5)$$

La enzima total (E_T) es la suma de la enzima libre (E) más la enzima combinada (ES) , de tal forma que

$$(E_T) = (E) + (ES) \quad (3.6)$$

Sustituyendo 3.6 en 3.5 se obtiene

$$\frac{k_m}{(S)} = \frac{(E_T) - (ES)}{(ES)} = \frac{(E_T)}{(ES)} - 1 \quad (3.7)$$

Si la rapidez máxima de la reacción se alcanza cuando toda la E_T se encuentra en forma de complejo (ES) , entonces:

$$V_{\text{máx}} = k_3 (E_T) \quad (3.8)$$

Para otros casos diferentes a $(E_T) = (ES)$ se tiene que la rapidez de la reacción es:

$$V = k_3 (ES) \quad (3.9)$$

Sustituyendo 3.9 y 3.8 en 3.7 se obtiene:

$$\frac{k_m}{(S)} = \frac{(E_T)}{(ES)} - 1 = \frac{\frac{V_{\text{máx}}}{k_3}}{\frac{V}{k_3}} - 1 = \frac{V_{\text{máx}}}{V} - 1 \quad (3.10)$$

Rearreglando la ecuación 3.10 se obtiene la ecuación de Michaelis y Menten

$$V = \frac{V_{\text{máx}} (S)}{k_m + (S)} \quad \text{ó} \quad V = V_{\text{máx}} \frac{(S)}{k_m + (S)} \quad (3.11)$$

La ecuación anterior es conocida como la relación de

Michaelis y Menten y el término k_m es conocido como la constante de Michaelis-Menten o de saturación de sustrato.

3.2.1.2 Modelo de Monod

"A principios de los años cuarentas, al investigar Monod sobre los mecanismos de crecimiento microbiológico, encontró que la rapidez de crecimiento específico de microorganismos μ dependía de la concentración de sustrato S solo a bajas concentraciones. Al graficar μ contra S observó que el comportamiento de las curvas seguía siempre una misma tendencia y notó que estas curvas podían ser descritas por la ecuación de una hipérbola rectangular" (Escárcega y Pulido, 1986).

"Una curva de este tipo podía utilizarse para describir los datos obtenidos en estudios de adsorción (ecuación de Langmuir) y en estudios del efecto de la concentración de sustrato en la actividad enzimática (relación de Michaelis y Menten). La relación hallada empíricamente por Monod es la siguiente:

$$\left(\frac{dx}{dt}\right) \frac{1}{x} = \mu = \frac{\mu_m S}{(k_s + S)} \quad (3.12)$$

donde

μ rapidez específica de crecimiento;

- x concentración de microorganismos;
 μ_m rapidez máxima específica de crecimiento;
 S concentración de sustrato;
 k_s constante de Monod.

La ecuación (3.12) es conocida como la expresión de Monod para la síntesis biológica" (Escárcega y Pulido, 1986).

Definiendo el coeficiente de rendimiento como la cantidad de biomasa producida por unidad de sustrato consumido, se tiene:

$$Y = \text{coeficiente de rendimiento} = \frac{dx/dt}{-ds/dt} \quad (3.13)$$

Para un sistema dado, Y es constante. Esto solo es posible si k_m y k_s tiene el mismo valor. Dividiendo la ecuación de Monod sobre la ecuación de Michaelis-Menten

$$\frac{dx/dt = \mu_{\text{máx}} \times \frac{S}{k_m + S}}{-ds/dt = V_{\text{máx}} \times \frac{S}{k_m + S}} = \frac{dx}{dt} = \frac{\mu_{\text{máx}} (k_s + S)}{V_{\text{máx}} (k_m + S)} \quad (3.14)$$

Para que el coeficiente de rendimiento sea constante, es necesario que $k_m = k_s$. De esta forma, la ecuación 3.14 cumple con la condición y queda:

$$\frac{\frac{dx}{dt}}{\frac{ds}{dt}} = \frac{\mu_{\text{máx}}}{V_{\text{máx}}} = Y \quad (3.15)$$

Sustituyendo la ecuación 3.15 en la ecuación 3.12, se tiene que la ecuación de Monod también sirve para describir la degradación de sustrato (ecuación 3.16)

$$-\frac{ds}{dt} = \frac{\mu_{\text{máx}}}{Y} \frac{xS}{K_s + S} \quad (3.16)$$

3.2.1.3 Modelo de Orden Variable

El objeto de la cinética química es el estudio de la rapidez de las reacciones químicas y de los factores de que depende dicha rapidez. De estos factores, los más importantes son la concentración, temperatura y presión hidrostática (Laidler, 1979).

En todas las ramas de la ciencia conviene distinguir entre las leyes fenomenológicas o empíricas que se cumplen y las teorías que se formulan para explicar estas leyes. La rapidez de reacción química se expresa de varias formas. En algunas investigaciones conviene medir la concentración x de un producto de reacción a diferentes tiempos, y en la curva α

de la figura 3.1 se muestra esquemáticamente cómo puede variar con el tiempo esta concentración. La rapidez en un instante determinado puede deducirse de la pendiente dx/dt a la curva en el punto que corresponde a dicho instante.

También puede tomarse como referencia la concentración de uno de los reactivos, con lo que se obtendrá la curva b de la figura 3.1. Las pendientes dS/dt son todas de signo negativo, lo que debe tenerse en cuenta y enunciar la rapidez $-dS/dt$.

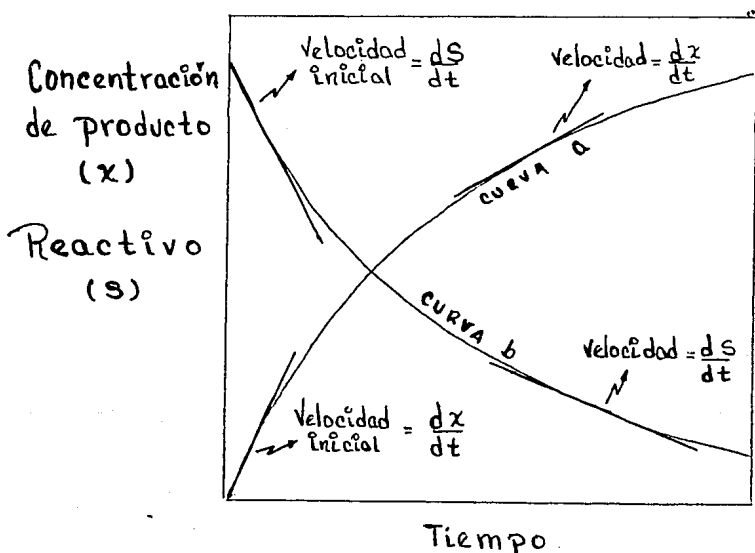


Figura 3.1 Representación gráfica de la variación de la concentración de un producto o reactivo en función del tiempo

En algunas reacciones la rapidez es proporcional a las concentraciones de los reactivos elevadas a una potencia: en tales casos, y sólo en tales casos es conveniente hablar de un orden de reacción. Así, si la velocidad es directamente proporcional a una sola concentración, la rapidez de reacción se describe como:

$$r = k S \quad (3.17)$$

donde

r rapidez de reacción;

k constante de reacción;

S concentración de reactivo S ,

y se dice que la reacción es de primer orden. El término segundo orden se aplica a dos tipos de reacciones: aquellas cuya velocidad es proporcional al cuadrado de una sola concentración.

$$r = k S^2 \quad (3.18)$$

y aquellas otras cuya velocidad es proporcional al producto de dos concentraciones de diferentes reactivos,

$$r = k S_A S_B \quad (3.19)$$

De lo anterior se tiene que $r = k S^n$, donde n es el orden de

reacción para la concentración de un solo reactivo. La deducción del orden de reacción a partir de datos experimentales se lleva a cabo mediante un balance de materia para un reactor totalmente mezclado por medio de la ecuación 3.20

$$\frac{Q(S_0 - S)}{A} = r \quad (3.20)$$

donde

Q gasto;

S_0 concentración inicial del reactivo;

S concentración del reactivo en el reactor;

A área superficial expuesta a la reacción.

Sustituyendo $r = k S^n$ en la ecuación 3.20 y tomando logaritmo natural a la misma se obtiene:

$$\ln \frac{Q(S_0 - S)}{A} = \ln k + n \ln S \quad (3.21)$$

donde al graficar $\ln Q(S_0 - S)/A$ contra $\ln S$ la ordenada al origen es $\ln k$ y la pendiente es igual al orden de reacción n .

El orden de reacción es una magnitud estrictamente experimental que depende exclusivamente de la forma en que la

rapidez de reacción se relaciona con la concentración. El término orden no debe usarse en el sentido de molecularidad o viceversa. Hay que destacar la posibilidad de órdenes fraccionarios.

3.2.1.4 Parámetros que afectan la cinética de los procesos biológicos

a) Temperatura

El efecto de la temperatura sobre la operación de un proceso biológico es variado y afecta de forma diferente a los siguientes factores:

1) Oxígeno disuelto

En general la solubilidad de un gas en un líquido disminuye al aumentar la temperatura. Para el oxígeno en particular se tienen valores de saturación de 14.6 mg/l a 0°C, de 9.0 mg/l a 20°C y de 6.8 mg/l a 30°C en agua libre de cloruros (APHA, 1981). Arriba de 30°C el valor baja hasta un punto en el cual la solubilidad se vuelve cercana a cero, lo cual hace que las condiciones aerobias pasen a anaerobias siendo que en cada una de la cinética de reacción es diferente.

2) Reacciones bioquímicas

La cinética de las reacciones bioquímicas se ve afectada de manera directa y proporcional por la temperatura. En general las actividades biológicas se ven favorecidas al aumentar la temperatura y afectadas al disminuir la temperatura. Es importante tomar en cuenta los efectos de la temperatura sobre la cinética microbiana, ya que puede afectar considerablemente la eficiencia del sistema.

La respuesta de la cinética microbiana frente a la temperatura, para intervalos pequeños de esta, puede conocerse a través de la expresión de Vant' Hoff-Arrhenius:

$$\frac{d(\ln k)}{dt} = \frac{\Delta E}{RT^2} \quad (3.22)$$

donde

- k constante cinética;
- T temperatura;
- E energía de activación;
- R constante universal de los gases.

Cuando se consideran intervalos pequeños de temperatura se obtiene:

$$k_1 = k_2 \exp \beta (T_1 - T_2) \quad (3.23)$$

donde

k_1 constante cinética evaluada a la temperatura T_1 ;

β factor de temperatura = $\text{Exp} (E/T_1 T_2)$.

Usualmente los modelos matemáticos no muestran directamente los efectos de la temperatura pero incluyen parámetros cinéticos que siguen el comportamiento de la relación de Vant' Hoff-Arrhenius. Norouzian (1983) afirma que la actividad de las bacterias nitrificantes se acelera conforme la temperatura aumenta entre 12°C y 20°C, pero arriba de este último valor ya no se observa ningún aumento significativo de la actividad metabólica.

b) pH

Antonie (1976) informa que el intervalo de pH donde se tiene una eficiencia óptima es entre 6.5 y 8.5. Friedman et al. (1979) informan que el comportamiento del pH a través de una unidad de biodiscos toma el perfil descrito en la figura 3.2. Se observan dos caídas en el valor del pH. La primera se debe a la producción de ácidos orgánicos y dióxido de carbono en las primeras etapas y la segunda es ocasionada por el proceso de nitrificación dando como resultado cambios en la actividad metabólica.

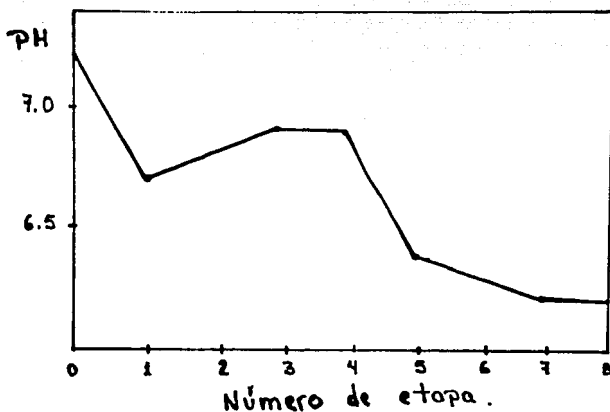


Figura 3.2. Perfil del pH en un biodisco (Friedman, et al, 1979).

Es importante mantener el pH sin cambios significativos dentro del intervalo recomendado, lo cual se logra agregando una solución amortiguadora al agua de desecho. Normalmente las aguas de desecho domésticas tienen suficiente alcalinidad para amortiguar los cambios de pH (Steel et al, 1979).

3.2.2 Modelos de reactores biológicos

En este inciso se presentan modelos de diseño de reactores de

película biológica utilizados en el tratamiento de aguas residuales.

3.2.2.1 Modelo de Kornegay y Andrews

El modelo de Kornegay y Andrews (1968) fue el primer modelo basado en aspectos teóricos y que, por lo tanto, puede proporcionar una interpretación fenomenológica a las constantes involucradas.

Partiendo de un balance de materia para el sustrato en un reactor perfectamente mezclado y utilizando la expresión cinética de Monod para el crecimiento bacteriano y la eliminación de sustrato se obtiene la siguiente expresión:

$$\frac{Q(S_0 - S)}{A} = P \frac{S}{k_s + S} \quad (3.24)$$

donde

Q gasto;

S_0 DBO en el influente;

S DBO en el efluente;

A área de la biopelícula;

P, k_s constantes cinéticas.

Los valores de las constantes P y k_s se obtienen experimentalmente en un equipo piloto utilizando la forma

linearizada de la ecuación 3.24 (ver ecuación 3.25).

$$\frac{A}{QS_0 - S} = \frac{k_s}{P} \frac{1}{S} + \frac{1}{P} \quad (3.25)$$

Al graficar el recíproco de la carga orgánica eliminada $A/QS_0 - S$ versus el recíproco de la concentración de sustrato en el efluente ($1/S$) es posible determinar los valores de k_s y P .

Para la deducción del modelo se hacen las siguientes consideraciones:

- i) La eliminación del sustrato causada por los microorganismos suspendidos en el agua dentro del reactor es despreciable comparada con la eliminación debida a la biopelícula.
- ii) La rapidez de eliminación de sustrato está relacionada con la rapidez de crecimiento microbiano por medio del coeficiente de rendimiento (Y), definido por:

$$Y = \frac{(dx/dt)}{(dS/dt)} = \frac{dx}{dS} \quad (3.26)$$

donde

- x concentración de microorganismos;
- S concentración de sustrato;

t tiempo.

El término de rapidez de eliminación de sustrato es:

$$\frac{dS}{dt} V_a = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \times S}{Y} V_a \frac{1}{K_s + S} \quad (3.27)$$

donde

$$V_a = A \cdot d$$

V_a volumen de biomasa activa;

$\mu_{m\acute{a}x}$ tasa de crecimiento;

d espesor de biomasa activa.

iii) No todo el espesor de la biopelícula es biomasa activa. Se alcanza un estado de régimen permanente en el espesor de la película activa. Se tiene un espesor activo d que puede ser menor o igual al espesor total de la biopelícula.

iv) La constante de capacidad de área está definida por:

$$P = \frac{\mu_{m\acute{a}x} \times d}{Y} \quad (3.28)$$

y se supone invariable a través del proceso.

Chesner et al (1982) evaluaron el modelo y encontraron que es adecuado para aguas de desecho con concentraciones bajas

(aproximadamente 52 mg DBO/l) o cargas hidráulicas bajas (menos de $0.04 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$). El estudio muestra que el modelo sólo representa adecuadamente al proceso cuando la carga orgánica está entre 0.40 y 2.10 kg DBO/d · 1000 m^2 . Si la carga orgánica es mayor el modelo no es confiable.

Cuando se tienen cargas orgánicas altas la deficiente correlación se puede atribuir a que el modelo utiliza la relación de Monod para tomar en cuenta, de manera simultánea, la utilización de sustrato y la transferencia de masa en la película.

Sin embargo, en procesos de película fija, la transferencia de masa depende de la concentración de sustrato en el reactor (en realidad de la concentración en la película líquida que cubre la biopelícula). Cuando la concentración de sustrato en el tanque cambia, el gradiente del transporte de masa cambia proporcionalmente, alterando los valores de las constantes cinéticas P y k_s . En particular, cuando la concentración de sustrato aumenta, el gradiente del transporte de masa aumenta modificando los parámetros P y k_s que son obtenidos originalmente en un sistema con menores concentraciones.

3.2.2.2 Modelo de Hartmann

Hartmann (1960) utilizó un modelo cinético de primer orden con respecto a la fracción biodegradable de materia que entra al proceso:

$$\frac{x}{x_0} = 10^{-kt} \quad (3.29)$$

donde

x_0 fracción biodegradable en el influente;

x fracción biodegradable en el efluente;

t tiempo de retención hidráulica;

k constante de proporcionalidad.

La constante de proporcionalidad k se define como:

$$k = k' T^a A^* (V_p)^b \quad (3.30)$$

k' constante de proporcionalidad;

$T = \frac{\text{superficie emergida}}{\text{superficie sumergida}};$

$A^* = \frac{\text{área cubierta por microorganismos activos}}{\text{volumen del líquido contenido en el reactor}};$

V_p velocidad periférica de los discos, tomada en el mismo sentido que el flujo de agua de desecho;

a, b constantes por determinar.

Experimentalmente Hartmann encontró que $a = 0.25$, $b = 0.1$ y diferentes valores para la constante k' , dependiendo del tipo de aguas de desecho por tratar. Por ejemplo

$k' = 3.25$ para aguas residuales de la ciudad de Stuttgart;

$k' = 20.5$ para aguas residuales de la ciudad de Heilbronn;

$k' = 5.70$ para aguas residuales de la ciudad de Baden-Baden.

El modelo requiere la determinación experimental de tres constantes numéricas representativas de equipo: a , b y k' . Estas constantes solo representan al proceso en un intervalo determinado de valores de:

- a) gasto de agua de desecho (Q),
- b) relación de inmersión (T),
- c) velocidad periférica de los discos (V_p) y
- d) concentración de material biodegradable en el influente del proceso.

El modelo contiene un error conceptual al considerar activa solamente a la biomasa sumergida, ya que, mientras los

organismos están en contacto con el sustrato y con el oxígeno, se metaboliza el material orgánico y esto sucede independientemente de que la película esté o no sumergida en el agua de desecho.

3.2.2.3 Modelo de Del Borghi y colaboradores

M. Del Borghi y colaboradores (1985) proponen la siguiente relación para diseñar un sistema de biodiscos

$$\frac{Q}{A} \left[1 - \frac{S}{S_0} \right] = \alpha \beta k_T^{(T-20)} \frac{k(S/S_0)}{k_m + (S/S_0)} \quad (3.31)$$

donde

T temperatura del agua de desecho ($^{\circ}\text{C}$);

k, k_m constantes relacionadas con la eliminación de sustrato;

k_T coeficiente de temperatura con valor de 1.4 para aguas de desecho municipales;

α factor de corrección relacionado con el número de habitantes (n);

β factor de corrección relacionado con el número de etapas.

El procedimiento de diseño involucra la determinación de las constantes k y k_m . Estas se obtienen por medio de la linealización de la ecuación 3.31, sin tomar en cuenta los

factores α , β y k_T .

La forma linearizada es:

$$\frac{A S_o}{Q(S_o - S)} = \frac{k_m S_o}{k S} + \frac{f}{k} \quad (3.32)$$

Graficando $AS_o/Q(S_o - S)$ versus S_o/S para diferentes corridas en una unidad piloto de una sola etapa se obtiene una recta cuya ordenada al origen es el recíproco de k y la pendiente es el valor de la relación k_m/k .

Los valores de los factores de corrección se calculan por medio de las siguientes relaciones empíricas:

$$\beta = 0.056 N + 0.90 \quad (3.33)$$

donde N es el número de etapas y

$$\alpha = 2.8 * 10^{-5} n + 0.69 \quad (3.34)$$

donde n es el número de habitantes y $\alpha = 1$ si $n \geq 1000$.

Una vez que se han encontrado los valores de las constantes la ecuación de diseño se resuelve para el área de contacto

CA). El modelo es válido para aguas de desecho de tipo doméstico en las cuales la concentración máxima de DBO en el influente es menor de 600 mg/l.

Las correlaciones empíricas para α y β propuestas por Del Borghi y colaboradores (1983) no pueden ser consideradas universales, ya que se obtienen a partir de un proceso comparativo entre el equipo piloto utilizado por ellos y los resultados experimentales informados en la literatura por diversos autores. Para poder utilizar las mismas correlaciones propuestas para α y β es necesario construir y operar un equipo piloto con las mismas características que el utilizado por los autores.

3.2.2.4 Método de Antonie

El método de Antonie (1976) está basado en la aseveración de que las cinéticas de eliminación de sustancias orgánicas y de nitrificación tienen orden de reacción cercano a uno. Esto significa que la eficiencia de eliminación es casi independiente de la concentración de sustrato en el influente y por lo tanto, para una carga hidráulica dada (gasto constante), el porcentaje de eliminación es constante, independientemente de la concentración en el influente. Con base en lo anterior el modelo utiliza la carga hidráulica como criterio de diseño.

Utilizando curvas obtenidas con datos experimentales se relaciona el porcentaje de eliminación *DBO* (o de nitrógeno amoniacal), la carga hidráulica y la *DBO* en el influente.

El método incluye asimismo, la utilización de curvas, también experimentales, de factores de corrección por temperatura, si ésta es menor de 12°C. A temperaturas menores de 12°C el proceso no es tan eficiente como a temperaturas mayores ya que disminuye la actividad del metabolismo bacteriano.

El método previene los casos en los que el sistema se ve sometido a periodos de tiempo con gastos y/o cargas orgánicas superiores a los de diseño, ya que es posible que la población de bacterias nitrificantes sea desplazada temporalmente por el crecimiento de organismos heterótrofos. El método utiliza gráficas de valores permisibles para la relación gasto máximo/gasto promedio en función del porcentaje de eliminación de nitrógeno amoniacal para diferentes valores de *DBO* en el influente.

Se recomienda un proceso con cuatro etapas con el fin de utilizar de forma eficiente el área superficial. La velocidad periférica recomendada para diseño debe ser 0.3 m/s.

A continuación se resume el procedimiento

1. Con las bases de diseño (% de eliminación de la DBO, gasto y DBO en el influente) se determina la carga hidráulica de diseño para eliminación de DBO (CH_C). En caso de que el proceso deba eliminar nitrógeno amoniacal, se utiliza la gráfica correspondiente y se determina la carga hidráulica de diseño para nitrificación (CH_N).
2. Es necesario corregir las cargas hidráulicas en caso de que la temperatura de operación sea menor de 12°C.
3. Se verifica que el valor de la relación de gasto máximo/promedio sea menor o igual que el de la relación permitida. En caso de que el valor real exceda al permitido, hay dos alternativas:
 - a) Aumentar el gasto promedio de diseño hasta un valor tal que la relación permitida sea igual a la real
o
 - b) instalar un igualador de flujo.
4. Una vez corregidas las dos cargas hidráulicas (CH_C y CH_N), la menor de ellas utiliza para calcular el área de

contacto necesaria.

Como puede apreciarse, el método es muy simple pues no requiere la construcción de un equipo piloto para la determinación de constantes cinéticas. Solamente se requiere conocer el gasto del agua de desecho que será tratada, el porcentaje de eliminación requerida, la DBO en el influente y la temperatura mínima de operación.

La limitación más grande del método es que sólo puede ser usado cuando se dispone de curvas de diseño, las cuales solo existen actualmente para aguas de desecho de tipo municipal ($30 \leq DBO < 150 \text{ mg/l}$).

3.2.2.5 Modelo de Wu y Colaboradores

Con base en datos de estudios en plantas de tratamiento que utilizan biodiscos, Wu y colaboradores (1982) proponen el siguiente modelo para la eliminación de DBO:

$$\frac{S}{S_0} = \frac{14.2 (Q/A)^{0.5579}}{e^{(0.32N)} S_0^{0.68367} T_0^{0.2477}} \quad (3.55)$$

donde

N número de etapas;

Las unidades adecuadas de las variables son:

$$Q \text{ (GDH)}, \quad A \text{ (ft}^2\text{)}, \quad S \text{ (mgDBO/l)}, \quad T \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Se recomienda utilizar $N = 4$ ó 6 y la temperatura promedio en invierno. La ecuación se resuelve para el área de contacto y se sustituyen los valores correspondientes.

Los autores señalan las siguientes limitaciones al modelo:

1. Solamente es aplicable al tratamiento de aguas de desecho domésticas;
2. el modelo se aplica para diseñar biodiscos arreglados en serie que son movidos por medios mecánicos;
3. la velocidad de rotación de los discos no debe ser mayor a 4 RPM;
4. la transferencia de oxígeno hacia la biopelícula debe ser suficiente para mantener condiciones aerobias.

El modelo es el resultado de una correlación multivariable con base en resultados experimentales obtenidos por varios investigadores en plantas de tratamiento en operación (Wu et al, 1982). Los autores señalan de manera poco precisa el

intervalo de valores en el cual el modelo tiene validez, indicando que el modelo sólo es aplicable a aguas de desecho domésticas.

Señalan además que el modelo es aplicable si existe una adecuada transferencia de oxígeno a la biopelícula, sin mencionar las condiciones de diseño y/u operación que deben cumplirse para que dicha transferencia resulte adecuada.

3.2.2.6 Modelo de Opatken

El método se basa en la cinética de eliminación de DBO de segundo orden (Opatken, 1982).

Cuando no hay limitaciones en la transferencia de oxígeno y considerando que hay mezclado perfecto en el reactor, la concentración en el efluente de cada etapa se calcula con la expresión para una serie de reactores perfectamente mezclados en donde se sigue una cinética de segundo orden:

$$C_n = \frac{\sqrt{1 + 4 k \theta C_{n-1}} - 1}{2 k \theta} \quad (3.36)$$

donde

C_n DBO en el efluente de la etapa n (mg/l);

k constante de rapidez de eliminación (l/mg·h);

θ tiempo de retención hidráulica.

El método considera además las siguientes recomendaciones:

1. Para prevenir sobrecargas orgánicas y crecimiento bacteriano nocivo, la carga orgánica debe ser menor de $12.2 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$.
2. Para garantizar condiciones de mezclado perfecto el tiempo de retención debe ser mayor de 15 minutos en cada etapa.
3. Para prevenir condiciones anaerobias en cualquier etapa la rapidez máxima de consumo o transferencia de oxígeno ($R_{TO \text{ máx}}$) no debe ser mayor de $430 \text{ mg O}_2/\text{h} \cdot \text{m}^2$ (Opatken, 1982).
4. La relación volumen del tanque/área superficial debe ser $0.005 \text{ m}^3/\text{m}^2$ (Autotrol, 1978).

El método supone que la cinética de eliminación de la DBO es de segundo orden, es decir que cumple con la expresión cinética $-(dC/dt) = kC^2$ en la cual el valor de $k = 0.083 \text{ l/mg} \cdot \text{h}$ es invariable para cualquier etapa. Lo anterior es cuestionable, pues, como se sabe, se tiene una población microbiana diferente en cada etapa (reactor) del sistema.

Es recomendable hacer un estudio a nivel piloto en el cual se determine 1) que la cinética de eliminación sea efectivamente de segundo orden y 2) los valores de las constantes de rapidez de eliminación para cada etapa.

La aproximación de que el consumo de *DBO* es equivalente al oxígeno consumido o transferido puede considerarse válido solamente en las etapas del sistema en los cuales los procesos de nitrificación no se presenten en forma significativa, ya que las bacterias nitrificantes consumen O_2 para oxidar amoníaco y no para eliminar *DBO*.

3.2.2.7 Modelo de Stover y Kincannon

El modelo está basado en el concepto de carga orgánica superficial sugerido y desarrollado por los autores desde 1972.

Stover y Kincannon (1982) establecen que la relación empírica entre la carga orgánica aplicada y la tasa de eliminación de *DBO* tiene una forma análoga a las expresiones de Michaelis-Menten y de Monod para la cinética microbiana de utilización de sustrato; es una función hiperbólica descrita por la ecuación 3.37:

$$L_R = M \frac{L_0}{k + L_0} \quad (3.37)$$

donde

L_R eficiencia de eliminación (kg DBO/d·m²);

L_0 carga orgánica aplicada (kg DBO/d·m²);

M rapidez máxima de eliminación de la DBO;

k constante cinética de saturación.

Considerando cada etapa del proceso de biodisco como un reactor perfectamente mezclado, el balance de materia en régimen permanente para la etapa i es:

$$Q S_{i-1} - L_{R_i} A_i = Q S_i \quad (3.38)$$

donde

Q gasto;

L_{R_i} rapidez de eliminación de DBO por unidad de área en la etapa i ;

A_i área superficial de la etapa i .

Tomando la expresión de Stover y Kincannon (ecuación 3.37) para la etapa i , se tiene:

$$L_{R_i} = M_i \frac{L_{0_i}}{k_i + L_{0_i}} \quad (3.39)$$

en la cual

$$L_{O_i} = \frac{Q S_{i-1}}{A_i} \quad (3.40)$$

Sustituyendo la ecuación 3.39 en la ecuación de balance de materia (ecuación 3.38) y resolviendo para el área de la etapa, se tiene

$$A_i = \frac{Q (S_{i-1} - S_i)}{M_i - e_i k_i} \quad (3.41)$$

donde e_i es la eficiencia de eliminación de sustrato en la etapa i y se define como:

$$e_i = \frac{S_{i-1} - S_i}{S_{i-1}} \quad (3.42)$$

Los valores de las constantes M y k para cada etapa se obtienen por medio de la forma lineal de la ecuación 3.39:

$$\frac{1}{L_{R_i}} = \frac{k_i}{M_i} \frac{1}{L_{O_i}} + \frac{1}{M_i} \quad (3.43)$$

Graficando $1/L_R$ versus $1/L_i$ se obtiene una recta cuya ordenada al origen es el recíproco de M_i y la pendiente es el valor de la relación k_i/M_i .

Los autores señalan que la eficiencia del tratamiento en

términos de carga orgánica es independiente del diámetro del sistema si L_o es menor de $7.3 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$. Si L es mayor de $7.3 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$ la eficiencia de tratamiento del sistema a gran escala decrece más rápido que en un sistema piloto al aumentar la carga orgánica aplicada. Para valores de carga orgánica mayores que $7.3 - 8.7 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$ los equipos a gran escala están limitados por la transferencia de oxígeno y se observa una cinética de orden cero cuya rapidez máxima de eliminación es de $12.2 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000 \text{ m}^2$.

La gran ventaja de la utilización del concepto de carga orgánica es la capacidad de predecir la eliminación de sustrato y la eficiencia del tratamiento bajo cualquier condición de carga, sin importar el orden de la cinética de reacción.

Hasta ahora no es posible contar con un modelo fenomenológico que cumpla con los requisitos necesarios que describen totalmente un proceso biológico, debido a dificultades que se presentan en su planteamiento. Una de las dificultades que merece especial mención es el hecho de que el fenómeno cinético de tipo catalítico, de por sí complejo debido a los fenómenos difusionales que se presentan, se complica aun. más por el hecho de que intervienen seres vivos, los cuales no tienen un comportamiento independiente del tiempo y del

medio. En el caso de procesos biológicos, el catalizador (la película biológica) tiene un comportamiento diferente para cada uno de los reactivos (sustratos) involucrados en la reacción. Lo anterior significa que el modelo fenomenológico debe tomar en cuenta que al cambiar de un sustrato a otro la población microbiana (el catalizador) no se comporta igual: A falta de un modelo fenomenológico integral que involucre todos los parámetros necesarios por determinar, lo que conviene es pensar en un modelo simple que permita entender el comportamiento del proceso.

De todos los modelos presentados, el de Stover y Kincannon es el más simple ya que involucra un criterio fundamental: la carga orgánica. El concepto de carga orgánica toma en cuenta la carga hidráulica y la concentración de contaminantes, demostrando ser un concepto útil para predecir la eliminación. El modelo de Stover y Kicannon está fundamentado en que la cinética de eliminación tiene un comportamiento hiperbólico: a mayor carga orgánica los microorganismos responden eliminando más hasta llegar a un límite. En el modelo intervienen solamente dos constantes que pueden ser determinadas de manera sencilla y confiable como antes ya se mencionó.

Por estas razones en este trabajo se utilizará el modelo de Stover y Kincannon. En el siguiente capítulo se describe la

metodología y procedimientos experimentales y en el capítulo de resultados se analizan los resultados utilizando el modelo de Stover y Kincannon y se comparan con un modelo de Orden Variables.

4. METODOLOGIA

En este capítulo se hace una descripción del sistema experimental empleado, del programa de muestreo, de las determinaciones analíticas realizadas y de la operación y mantenimiento.

4.1 Sistema experimental

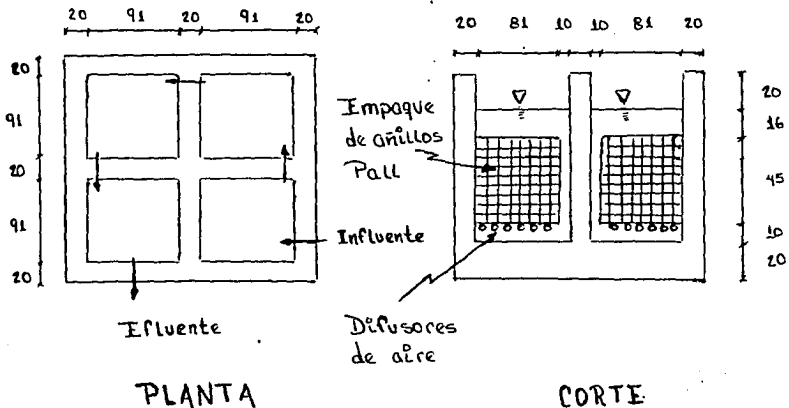
Para llevar a cabo la experimentación del tratamiento de aguas de desecho en un reactor aerobio empacado se empleó un tanque o reactor a nivel piloto existente en la planta de tratamiento de aguas de desecho de la Ciudad Universitaria.

El reactor está formado por cuatro tanques de concreto conectados en serie, por medio de un tubo horizontal de 1

1/4" situado en la parte inferior de cada tanque (ver figura 4.1).

En cada tanque había 450 anillos Pall de 9 cm, arreglados de forma vertical y unidos por medio de calor con objeto de evitar movimientos indeseados que puedan influir en el desarrollo del proceso.

En la parte inferior de cada bloque de anillos Pall se tenían tubos con perforaciones para difundir aire a través del empaque plástico y oxigenar el agua de desecho. El aire proviene de una bomba de vacío operada como compresora y provista de un motor marca ASEA de 3 HP.



Dimensiones en cm

Figura 4.1 Diagrama esquemático del reactor aerobio de película sumergida

La alimentación al reactor se efectuó de forma continua mediante una bomba General Electric operada por un motor de 0.5 HP.

Debido a que la planta para tratamiento de aguas residuales de C.U. no tiene sedimentación primaria, antes del reactor se colocó un tanque de asbesto circular con un volumen 1500 litros a modo de sedimentador primario.

En la Tabla 4.1 se muestran las características físicas del reactor.

TABLA 4.1 CARACTERISTICAS FISICAS DEL REACTOR AEROBIO PELICULA SUMERGIDA

Número de etapas	4	
Número de anillos por etapa	450	
Diámetro y altura de los anillos	8.83	cm
Volumen por etapa	0.523	m ²
Volumen total del reactor	2.092	m ³
Area superficial por etapa	31.25	m ²
Area superficial total del reactor	125	m ²
Relación Volumen/Area *	0.0167	m ³ /m ²

NOTA: * Esta relación no corresponde a la recomendada por el modelo de Opatken de $0.005 \text{ m}^3/\text{m}^2$, debido a que ni volumen ni área de contacto pueden ser modificadas en en este sistema.

4.2 Operación y muestreo

El parámetro utilizado para controlar la operación fue la carga orgánica, la cual se define por:

$$C.O. = \frac{Q S_o}{A} \quad (4.1)$$

donde

C.O. carga orgánica (M/L^2);

Q gasto (L^3/T);

S_o concentración de sustrato (M/L^3);

A área superficial (L^2).

El área superficial es un valor fijo y el gasto es una variable que se controla prácticamente a través de las bombas, no sucediendo lo mismo con la concentración de contaminantes. En este caso, la carga orgánica se basó en el valor promedio diario de S_o .

Stover y Kincannon (1982) señalan que una de las ventajas del concepto de carga orgánica es la capacidad de predecir la eliminación de contaminante y la eficiencia del tratamiento bajo cualquier condición de carga, independientemente de si la cinética es de primero, segundo u orden cero. El porcentaje de eliminación de materia orgánica es constante si la carga orgánica es constante, es decir, sin tomar en cuenta

si las cargas están originadas por alta concentración de materia orgánica y flujo bajo o bien por el flujo alto y baja concentración. Debido a lo anterior puede establecerse relaciones cuantitativas de eliminación de sustrato en función de la cantidad total de sustrato que entra al sistema.

Al no tenerse control de la carga orgánica por medio de la concentración, el control se efectuó variando el gasto, lo cual se logró por medio de un "by-pass" en la bomba de alimentación. Se efectuaron tres corridas experimentales, cada una de ellas comprendiendo a una carga orgánica diferente. Cada corrida tuvo una duración de 4 semanas.

Dos veces por semana se tomaron muestras puntuales y se efectuaron determinaciones de los siguientes parámetros para obtener información sobre el comportamiento del sistema: temperatura, oxígeno disuelto, pH, alcalinidad, demanda bioquímica de oxígeno (total y soluble), demanda química de oxígeno (total y soluble), nitrógeno amoniacal, sólidos totales, sólidos disueltos y sólidos suspendidos. Las determinaciones se llevaron a cabo para influente y efluente y para cada una de las etapas del proceso.

4.3 Determinaciones analíticas

A Continuación se describen los conceptos que permiten conocer las características del desecho por tratar (Sawyer y McCarty 1978). Las técnicas utilizadas para su determinación fueron obtenidas de APHA (1985).

4.3.1 Temperatura

La temperatura es un parámetro físico importante por sus efectos en los microorganismos como se mencionó en el capítulo 3 sobre el metabolismo microbiano. La temperatura fue medida siempre al medirse el oxígeno disuelto (O.D.) y se utilizó un oxímetro marca YSI, modelo 54A con un electrodo de campo.

4.3.2 Oxígeno disuelto (O.D.)

El O.D. fue medido con el fin de comprobar las condiciones de aerobiosis. El O.D. fue medido como se describe en 4.3.1.

4.3.3 pH

El pH fue determinado por medio de un medidor de campo marca HACH modelo 1900. Cuando este valor es inferior a 5.5 o superior a 8.5 pueden esperarse variaciones en el

comportamiento de las poblaciones microbianas.

4.3.4 Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO)

La DBO representa la cantidad de oxígeno que requieren los microorganismos para degradar los contaminantes orgánicos contenidos en una agua de desecho bajo las condiciones establecidas en la prueba estándar: temperatura = 20°C, pH = 7.2 y oscuridad (APHA, 1985).

La determinación consiste en colocar una muestra problema en una botella de volumen conocido y se diluye con una solución acuosa de nutrientes. Las botellas se colocan en una incubadora a 20°C por un lapso de cinco días. La cantidad de oxígeno requerido por los microorganismos para consumir la materia orgánica biodegradable disuelta en la muestra problema se calcula midiendo la concentración inicial y final de oxígeno disuelto en el agua y relacionándola con la cantidad de muestra.

4.3.5 Demanda Química de Oxígeno (DQO)

La demanda química de oxígeno (DQO) representa la cantidad de materia orgánica que puede ser oxidada y se mide utilizando un agente químico fuertemente oxidante en un medio ácido. Durante la reacción la materia oxidable reduce una cantidad

equivalente del agente químico, el remanente es valorado con una solución de concentración conocida. La cantidad del agente químico reducida es una medida de la cantidad de materia orgánica oxidada.

En un matraz Erlenmeyer con boca esmerilada se coloca muestra, ácido sulfúrico-sulfato de plata, sulfato mercurico y una solución valorada de dicromato de potasio. Se calienta reflujo durante 2 horas y se titula con sulfato ferroso amoniacal con ferroina como indicador. El resultado se expresa en mgO_2/l (APHA, 1985).

4.3.6 Alcalinidad

La alcalinidad se define como la capacidad de una solución acuosa para neutralizar ácidos. Se debe principalmente a la presencia de hidróxidos, carbonatos y bicarbonatos. Se supone que los bicarbonatos representan la forma principal de alcalinidad, ya que se forman en grandes cantidades a partir de CO_2 , (Sawyer y McCarty 1978). La alcalinidad se determinó por titulación con ácido sulfúrico valorado hasta un pH de 4.5 y se reporta en términos de equivalentes de CaCO_3 (APHA, 1985).

4.3.7 Nitrógeno

El nitrógeno se presenta como nitrógeno orgánico, amonio, nitritos y nitratos.

El nitrógeno es un nutriente fundamental para la buena operación de un sistema de tratamiento biológico y se encuentra principalmente en forma de amoniaco. En este caso sólo se realizó la determinación del nitrógeno amoniacal, la cual se lleva a cabo destilando en medio básico y condensando en medio ácido. Se titula con ácido sulfúrico en presencia de un indicador mixto (APHA, 1985).

4.3.8 Sólidos

La definición más usual de sólidos se refiere a la materia remanente después de que una muestra acuosa ha sido sometida a evaporación y secado a $103 \pm 2^\circ\text{C}$. Los sólidos generalmente se dividen en 2 clases: sólidos suspendidos y sólidos disueltos los cuales a su vez se subdividen en volátiles y no volátiles. Ahora bien, de la suma de los sólidos suspendidos más los disueltos resultan los sólidos totales. En este caso se realizó la determinación de sólidos totales y disueltos y, por diferencia, se obtuvieron los sólidos suspendidos (APHA, 1985).

5. RESULTADOS

En el presente capítulo se exponen y discuten los resultados obtenidos durante la experimentación descrita en el capítulo 4. Con base en experiencias anteriores (Norouzian, 1983, Escárcega y Pulido, 1986), para efectuar la descripción del comportamiento cinético del sistema estudiado, se seleccionó el modelo matemático propuesto por Stover y Kincannon sobre otros modelos por proporcionar información confiable. Dicho modelo se compara con un modelo cinético de tipo general de orden variable. Los otros modelos descritos en el capítulo 3 no se utilizan en el análisis por no tenerse las posibilidades materiales y de tiempo dentro de los alcances planteados.

En el Apéndice se encuentran los resultados de las mediciones

efectuadas.

5.1 Características del agua de desecho

Los resultados de las determinaciones analíticas correspondientes al agua de desecho que se alimenta al reactor se presentan en la Tabla 5.1. Cabe mencionar que el agua de desecho alimentada al sistema provenía de un sedimentador primario: los valores corresponden a un agua de desecho clarificada. De los análisis se desprenden las siguientes observaciones:

- a) Temperatura. Se mantuvo durante cada muestreo con una variación de $\pm 1^{\circ}\text{C}$. Por tanto, como la variación no es importante se considera que no tiene influencia sobre la actividad microbiana en el proceso.
- b) pH. Los valores de pH oscilan entre 7 y 7.3, lo cual permite desprestigiar una influencia importante de este factor sobre la cinética microbiana.
- c) DQO, DBO, Sólidos y Nitrógeno Amoniacal. Aunque los valores de DQO_T y DQO_S se mantienen sin grandes variaciones, en los valores de DBO se observan variaciones importantes: desde finales de septiembre hasta finales de octubre los valores son relativamente

bajos. A principios de noviembre aumentan los valores para mantenerse arriba de 100 mg/l hasta terminar la experimentación. Los sólidos tienen un comportamiento similar a la DBO: a partir de noviembre los valores aumentan. Con excepción de la medición realizada el 29 de septiembre, los valores de nitrógeno amoniacal permanecen abajo de 10 mg/l, manteniéndose en promedio de aproximadamente 5 mg/l.

Los valores de nitrógeno amoniacal son bajos comparados con aguas residuales de tipo doméstico; rara vez sobrepasan los 10 mg/l.

De forma general se puede concluir que el agua de desecho tiene las características de un agua de desecho de tipo doméstico diluída.

5.2 Evaluación global del sistema

A continuación se comenta el comportamiento de los principales parámetros que influyen en la operación del sistema, así como los parámetros utilizados para evaluar la eficiencia de eliminación del sistema. Todos los valores de las determinaciones analíticas se encuentran en la Tabla 5.1.

5.2.1 Temperatura

Este parámetro se mantuvo durante cada muestreo con una variación de $\pm 1^{\circ}\text{C}$. Entre la entrada y la salida del reactor se observó que prácticamente no hay diferencia de temperatura. El intervalo de temperaturas durante toda la experimentación varió entre 18 y 20°C .

Este hecho permite eliminar la temperatura como variable que pueda afectar la cinética de reacción y la solubilidad del oxígeno en agua.

5.2.2 pH

De forma general se observó que el valor de pH aumenta ligeramente a lo largo del reactor. Los valores de pH entre la entrada y salida oscilan entre 7.0 y 7.3, lo cual es favorable para las funciones metabólicas de los microorganismos. Los valores de alcalinidad no presentan una tendencia uniforme pero la capacidad de amortiguación es suficiente para evitar cambios bruscos en el pH.

5.2.3 Oxígeno disuelto

La medición de este parámetro es la medida que indica si el sistema se encuentra trabajando en condiciones de aerobiosis.

TABLA 5.1. RESULTADOS EXPERIMENTALES DE LAS TRES CORRIDAS

C.O.	C.O.***	C.O.***	S	T	VF	S.D.	S.S.	Alcalinidad	pH	pH ₂	pH ₃	pH ₄	pH ₅	pH ₆	pH ₇	pH ₈	pH ₉	pH ₁₀	pH ₁₁	pH ₁₂	pH ₁₃	pH ₁₄	pH ₁₅	pH ₁₆	pH ₁₇	pH ₁₈	pH ₁₉	pH ₂₀	pH ₂₁	pH ₂₂	pH ₂₃	pH ₂₄	pH ₂₅	pH ₂₆	pH ₂₇	pH ₂₈	pH ₂₉	pH ₃₀	pH ₃₁	pH ₃₂	pH ₃₃	pH ₃₄	pH ₃₅	pH ₃₆	pH ₃₇	pH ₃₈	pH ₃₉	pH ₄₀	pH ₄₁	pH ₄₂	pH ₄₃	pH ₄₄	pH ₄₅	pH ₄₆	pH ₄₇	pH ₄₈	pH ₄₉	pH ₅₀	pH ₅₁	pH ₅₂	pH ₅₃	pH ₅₄	pH ₅₅	pH ₅₆	pH ₅₇	pH ₅₈	pH ₅₉	pH ₆₀	pH ₆₁	pH ₆₂	pH ₆₃	pH ₆₄	pH ₆₅	pH ₆₆	pH ₆₇	pH ₆₈	pH ₆₉	pH ₇₀	pH ₇₁	pH ₇₂	pH ₇₃	pH ₇₄	pH ₇₅	pH ₇₆	pH ₇₇	pH ₇₈	pH ₇₉	pH ₈₀	pH ₈₁	pH ₈₂	pH ₈₃	pH ₈₄	pH ₈₅	pH ₈₆	pH ₈₇	pH ₈₈	pH ₈₉	pH ₉₀	pH ₉₁	pH ₉₂	pH ₉₃	pH ₉₄	pH ₉₅	pH ₉₆	pH ₉₇	pH ₉₈	pH ₉₉	pH ₁₀₀	pH ₁₀₁	pH ₁₀₂	pH ₁₀₃	pH ₁₀₄	pH ₁₀₅	pH ₁₀₆	pH ₁₀₇	pH ₁₀₈	pH ₁₀₉	pH ₁₁₀	pH ₁₁₁	pH ₁₁₂	pH ₁₁₃	pH ₁₁₄	pH ₁₁₅	pH ₁₁₆	pH ₁₁₇	pH ₁₁₈	pH ₁₁₉	pH ₁₂₀	pH ₁₂₁	pH ₁₂₂	pH ₁₂₃	pH ₁₂₄	pH ₁₂₅	pH ₁₂₆	pH ₁₂₇	pH ₁₂₈	pH ₁₂₉	pH ₁₃₀	pH ₁₃₁	pH ₁₃₂	pH ₁₃₃	pH ₁₃₄	pH ₁₃₅	pH ₁₃₆	pH ₁₃₇	pH ₁₃₈	pH ₁₃₉	pH ₁₄₀	pH ₁₄₁	pH ₁₄₂	pH ₁₄₃	pH ₁₄₄	pH ₁₄₅	pH ₁₄₆	pH ₁₄₇	pH ₁₄₈	pH ₁₄₉	pH ₁₅₀	pH ₁₅₁	pH ₁₅₂	pH ₁₅₃	pH ₁₅₄	pH ₁₅₅	pH ₁₅₆	pH ₁₅₇	pH ₁₅₈	pH ₁₅₉	pH ₁₆₀	pH ₁₆₁	pH ₁₆₂	pH ₁₆₃	pH ₁₆₄	pH ₁₆₅	pH ₁₆₆	pH ₁₆₇	pH ₁₆₈	pH ₁₆₉	pH ₁₇₀	pH ₁₇₁	pH ₁₇₂	pH ₁₇₃	pH ₁₇₄	pH ₁₇₅	pH ₁₇₆	pH ₁₇₇	pH ₁₇₈	pH ₁₇₉	pH ₁₈₀	pH ₁₈₁	pH ₁₈₂	pH ₁₈₃	pH ₁₈₄	pH ₁₈₅	pH ₁₈₆	pH ₁₈₇	pH ₁₈₈	pH ₁₈₉	pH ₁₉₀	pH ₁₉₁	pH ₁₉₂	pH ₁₉₃	pH ₁₉₄	pH ₁₉₅	pH ₁₉₆	pH ₁₉₇	pH ₁₉₈	pH ₁₉₉	pH ₂₀₀	pH ₂₀₁	pH ₂₀₂	pH ₂₀₃	pH ₂₀₄	pH ₂₀₅	pH ₂₀₆	pH ₂₀₇	pH ₂₀₈	pH ₂₀₉	pH ₂₁₀	pH ₂₁₁	pH ₂₁₂	pH ₂₁₃	pH ₂₁₄	pH ₂₁₅	pH ₂₁₆	pH ₂₁₇	pH ₂₁₈	pH ₂₁₉	pH ₂₂₀	pH ₂₂₁	pH ₂₂₂	pH ₂₂₃	pH ₂₂₄	pH ₂₂₅	pH ₂₂₆	pH ₂₂₇	pH ₂₂₈	pH ₂₂₉	pH ₂₃₀	pH ₂₃₁	pH ₂₃₂	pH ₂₃₃	pH ₂₃₄	pH ₂₃₅	pH ₂₃₆	pH ₂₃₇	pH ₂₃₈	pH ₂₃₉	pH ₂₄₀	pH ₂₄₁	pH ₂₄₂	pH ₂₄₃	pH ₂₄₄	pH ₂₄₅	pH ₂₄₆	pH ₂₄₇	pH ₂₄₈	pH ₂₄₉	pH ₂₅₀	pH ₂₅₁	pH ₂₅₂	pH ₂₅₃	pH ₂₅₄	pH ₂₅₅	pH ₂₅₆	pH ₂₅₇	pH ₂₅₈	pH ₂₅₉	pH ₂₆₀	pH ₂₆₁	pH ₂₆₂	pH ₂₆₃	pH ₂₆₄	pH ₂₆₅	pH ₂₆₆	pH ₂₆₇	pH ₂₆₈	pH ₂₆₉	pH ₂₇₀	pH ₂₇₁	pH ₂₇₂	pH ₂₇₃	pH ₂₇₄	pH ₂₇₅	pH ₂₇₆	pH ₂₇₇	pH ₂₇₈	pH ₂₇₉	pH ₂₈₀	pH ₂₈₁	pH ₂₈₂	pH ₂₈₃	pH ₂₈₄	pH ₂₈₅	pH ₂₈₆	pH ₂₈₇	pH ₂₈₈	pH ₂₈₉	pH ₂₉₀	pH ₂₉₁	pH ₂₉₂	pH ₂₉₃	pH ₂₉₄	pH ₂₉₅	pH ₂₉₆	pH ₂₉₇	pH ₂₉₈	pH ₂₉₉	pH ₃₀₀	pH ₃₀₁	pH ₃₀₂	pH ₃₀₃	pH ₃₀₄	pH ₃₀₅	pH ₃₀₆	pH ₃₀₇	pH ₃₀₈	pH ₃₀₉	pH ₃₁₀	pH ₃₁₁	pH ₃₁₂	pH ₃₁₃	pH ₃₁₄	pH ₃₁₅	pH ₃₁₆	pH ₃₁₇	pH ₃₁₈	pH ₃₁₉	pH ₃₂₀	pH ₃₂₁	pH ₃₂₂	pH ₃₂₃	pH ₃₂₄	pH ₃₂₅	pH ₃₂₆	pH ₃₂₇	pH ₃₂₈	pH ₃₂₉	pH ₃₃₀	pH ₃₃₁	pH ₃₃₂	pH ₃₃₃	pH ₃₃₄	pH ₃₃₅	pH ₃₃₆	pH ₃₃₇	pH ₃₃₈	pH ₃₃₉	pH ₃₄₀	pH ₃₄₁	pH ₃₄₂	pH ₃₄₃	pH ₃₄₄	pH ₃₄₅	pH ₃₄₆	pH ₃₄₇	pH ₃₄₈	pH ₃₄₉	pH ₃₅₀	pH ₃₅₁	pH ₃₅₂	pH ₃₅₃	pH ₃₅₄	pH ₃₅₅	pH ₃₅₆	pH ₃₅₇	pH ₃₅₈	pH ₃₅₉	pH ₃₆₀	pH ₃₆₁	pH ₃₆₂	pH ₃₆₃	pH ₃₆₄	pH ₃₆₅	pH ₃₆₆	pH ₃₆₇	pH ₃₆₈	pH ₃₆₉	pH ₃₇₀	pH ₃₇₁	pH ₃₇₂	pH ₃₇₃	pH ₃₇₄	pH ₃₇₅	pH ₃₇₆	pH ₃₇₇	pH ₃₇₈	pH ₃₇₉	pH ₃₈₀	pH ₃₈₁	pH ₃₈₂	pH ₃₈₃	pH ₃₈₄	pH ₃₈₅	pH ₃₈₆	pH ₃₈₇	pH ₃₈₈	pH ₃₈₉	pH ₃₉₀	pH ₃₉₁	pH ₃₉₂	pH ₃₉₃	pH ₃₉₄	pH ₃₉₅	pH ₃₉₆	pH ₃₉₇	pH ₃₉₈	pH ₃₉₉	pH ₄₀₀	pH ₄₀₁	pH ₄₀₂	pH ₄₀₃	pH ₄₀₄	pH ₄₀₅	pH ₄₀₆	pH ₄₀₇	pH ₄₀₈	pH ₄₀₉	pH ₄₁₀	pH ₄₁₁	pH ₄₁₂	pH ₄₁₃	pH ₄₁₄	pH ₄₁₅	pH ₄₁₆	pH ₄₁₇	pH ₄₁₈	pH ₄₁₉	pH ₄₂₀	pH ₄₂₁	pH ₄₂₂	pH ₄₂₃	pH ₄₂₄	pH ₄₂₅	pH ₄₂₆	pH ₄₂₇	pH ₄₂₈	pH ₄₂₉	pH ₄₃₀	pH ₄₃₁	pH ₄₃₂	pH ₄₃₃	pH ₄₃₄	pH ₄₃₅	pH ₄₃₆	pH ₄₃₇	pH ₄₃₈	pH ₄₃₉	pH ₄₄₀	pH ₄₄₁	pH ₄₄₂	pH ₄₄₃	pH ₄₄₄	pH ₄₄₅	pH ₄₄₆	pH ₄₄₇	pH ₄₄₈	pH ₄₄₉	pH ₄₅₀	pH ₄₅₁	pH ₄₅₂	pH ₄₅₃	pH ₄₅₄	pH ₄₅₅	pH ₄₅₆	pH ₄₅₇	pH ₄₅₈	pH ₄₅₉	pH ₄₆₀	pH ₄₆₁	pH ₄₆₂	pH ₄₆₃	pH ₄₆₄	pH ₄₆₅	pH ₄₆₆	pH ₄₆₇	pH ₄₆₈	pH ₄₆₉	pH ₄₇₀	pH ₄₇₁	pH ₄₇₂	pH ₄₇₃	pH ₄₇₄	pH ₄₇₅	pH ₄₇₆	pH ₄₇₇	pH ₄₇₈	pH ₄₇₉	pH ₄₈₀	pH ₄₈₁	pH ₄₈₂	pH ₄₈₃	pH ₄₈₄	pH ₄₈₅	pH ₄₈₆	pH ₄₈₇	pH ₄₈₈	pH ₄₈₉	pH ₄₉₀	pH ₄₉₁	pH ₄₉₂	pH ₄₉₃	pH ₄₉₄	pH ₄₉₅	pH ₄₉₆	pH ₄₉₇	pH ₄₉₈	pH ₄₉₉	pH ₅₀₀	pH ₅₀₁	pH ₅₀₂	pH ₅₀₃	pH ₅₀₄	pH ₅₀₅	pH ₅₀₆	pH ₅₀₇	pH ₅₀₈	pH ₅₀₉	pH ₅₁₀	pH ₅₁₁	pH ₅₁₂	pH ₅₁₃	pH ₅₁₄	pH ₅₁₅	pH ₅₁₆	pH ₅₁₇	pH ₅₁₈	pH ₅₁₉	pH ₅₂₀	pH ₅₂₁	pH ₅₂₂	pH ₅₂₃	pH ₅₂₄	pH ₅₂₅	pH ₅₂₆	pH ₅₂₇	pH ₅₂₈	pH ₅₂₉	pH ₅₃₀	pH ₅₃₁	pH ₅₃₂	pH ₅₃₃	pH ₅₃₄	pH ₅₃₅	pH ₅₃₆	pH ₅₃₇	pH ₅₃₈	pH ₅₃₉	pH ₅₄₀	pH ₅₄₁	pH ₅₄₂	pH ₅₄₃	pH ₅₄₄	pH ₅₄₅	pH ₅₄₆	pH ₅₄₇	pH ₅₄₈	pH ₅₄₉	pH ₅₅₀	pH ₅₅₁	pH ₅₅₂	pH ₅₅₃	pH ₅₅₄	pH ₅₅₅	pH ₅₅₆	pH ₅₅₇	pH ₅₅₈	pH ₅₅₉	pH ₅₆₀	pH ₅₆₁	pH ₅₆₂	pH ₅₆₃	pH ₅₆₄	pH ₅₆₅	pH ₅₆₆	pH ₅₆₇	pH ₅₆₈	pH ₅₆₉	pH ₅₇₀	pH ₅₇₁	pH ₅₇₂	pH ₅₇₃	pH ₅₇₄	pH ₅₇₅	pH ₅₇₆	pH ₅₇₇	pH ₅₇₈	pH ₅₇₉	pH ₅₈₀	pH ₅₈₁	pH ₅₈₂	pH ₅₈₃	pH ₅₈₄	pH ₅₈₅	pH ₅₈₆	pH ₅₈₇	pH ₅₈₈	pH ₅₈₉	pH ₅₉₀	pH ₅₉₁	pH ₅₉₂	pH ₅₉₃	pH ₅₉₄	pH ₅₉₅	pH ₅₉₆	pH ₅₉₇	pH ₅₉₈	pH ₅₉₉	pH ₆₀₀	pH ₆₀₁	pH ₆₀₂	pH ₆₀₃	pH ₆₀₄	pH ₆₀₅	pH ₆₀₆	pH ₆₀₇	pH ₆₀₈	pH ₆₀₉	pH ₆₁₀	pH ₆₁₁	pH ₆₁₂	pH ₆₁₃	pH ₆₁₄	pH ₆₁₅	pH ₆₁₆	pH ₆₁₇	pH ₆₁₈	pH ₆₁₉	pH ₆₂₀	pH ₆₂₁	pH ₆₂₂	pH ₆₂₃	pH ₆₂₄	pH ₆₂₅	pH ₆₂₆	pH ₆₂₇	pH ₆₂₈	pH ₆₂₉	pH ₆₃₀	pH ₆₃₁	pH ₆₃₂	pH ₆₃₃	pH ₆₃₄	pH ₆₃₅	pH ₆₃₆	pH ₆₃₇	pH ₆₃₈	pH ₆₃₉	pH ₆₄₀	pH ₆₄₁	pH ₆₄₂	pH ₆₄₃	pH ₆₄₄	pH ₆₄₅	pH ₆₄₆	pH ₆₄₇	
------	---------	---------	---	---	----	------	------	-------------	----	-----------------	-----------------	-----------------	-----------------	-----------------	-----------------	-----------------	-----------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	-------------------	--

Se puede observar que el sistema siempre mantuvo condiciones de aerobiosis con valores de oxígeno disuelto superiores a los 1.5 mg/l.

5.2.4 DBO

Es importante mencionar que las determinaciones para DBO_T se efectuaron con muestras de sobrenadante de agua reposada durante 30 minutos.

Como era de esperarse, la DBO_T disminuye en cada etapa del reactor. Durante la primera carga orgánica (ver Tabla 5.2) se observa aproximadamente el 50% de reducción en la primera etapa del reactor. Durante las otras dos corridas solamente se observa una reducción del 40% en la primera etapa. Esto último es de esperarse al aumentar la carga orgánica.

Los valores de DBO_T en el efluente puede considerarse excelentes al sobrepasarse solamente una vez los 10 mg/l en las dos primeras corridas. Durante la tercera corrida en el efluente permaneció casi invariablemente entre 20 y 30 mg/l. La DBO soluble presenta invariablemente valores menores y muy similares que la DBO_T .

Durante las primeras dos corridas la DBO soluble en el efluente presenta invariablemente valores menores y con

magnitudes similares a las de la DBO_T . En la tercera corrida los valores del efluente entre DBO_S y DBO_T presentan diferencias mayores que en las otras dos. Esto puede explicarse debido a la presencia de bacterias de vida libre que, al no formar flóculo, no se sedimentan y afectan sensiblemente la determinación de DBO_T .

Solamente en el último de los 13 muestreos correspondientes a las dos primeras corridas baja el porcentaje de remoción de DBO_T de 90% (ver Tabla 5.3). De forma general se puede afirmar que el porcentaje de eliminación de contaminantes orgánicos (DBO y DQO) durante las dos primeras corridas es satisfactorio. Los valores del efluente durante la tercera corrida no se consideran satisfactorios ya que sobrepasan valores de 20 mg/l, lo cual no es deseable.

5.2.5 DQO

La DQO tiene un comportamiento similar a la DBO . En la Tabla 5.3 se puede observar que los valores de remoción de DQO son inferiores a los de DBO . Este comportamiento es de esperarse, ya que es común en plantas para tratamiento de aguas residuales: Rebhun y Mauka (1971) y Bunch et al (1961) informan que la eliminación de DBO tiene que ser superior a la de DQO ya que, durante los procesos metabólicos en plantas para tratamiento de aguas residuales, se producen ácidos

TABLA 5.2. VALORES PROMEDIO DE LOS PRINCIPALES PARAMETROS DE OPERACION. LA CARGA ORGANICA SE CALCULO UTILIZANDO EL AREA SUPERFICIAL TOTAL DEL REACTOR (125 m²).

CORRIDA	Q (l/s)	θ (min)	DBO _T (mg/l)	DQO _T (mg/l)	CO _{DBO*} (kg/m ² ·d)	CO _{DQO*} (kg/m ² ·d)
1	0.1212	290	73	236	0.006	0.020
2	0.2700	130	112	240	0.021	0.045
3	0.4000	90	178	270	0.049	0.075

* CO = carga orgánica

TABLA 5.3. REMOCION DE CONTAMINANTES EN EL SISTEMA

CORRIDA	DBO _T			DBO _S			DQO _T			DQO _S		
	Inft	Eft	% Remoción	Inft	Eft	% Remoción	Inft	Eft	% Remoción	Inft	Eft	% Remoción
1	73	4	94	38	3	92	236	35	84	162	25	83
2	112	8	93	59	3	95	240	47	80	144	35	74
3	178	22	87	100	10	90	270	57	79	190	47	74

NOTA: Los valores son valores promedio obtenidos a partir de la Tabla 5.1. El porcentaje de remoción es promedio de los muestreos individuales.

húmicos refractarios al ataque enzimático y que salen disueltos con las aguas tratadas. Dichas sustancias son oxidables por medios químicos (DQO) pero no por medios bioquímicos (DBO). Los valores de DQO_S y DQO_T (Demanda Química de Oxígeno Soluble y Total, respectivamente) no presentan diferencias significativas. Esto implicaría que los sólidos suspendidos se encuentran en pequeñas cantidades y podría ser debido a una buena sedimentación de lodos en cada reactor a un deficiente mezclado en los mismos o a una combinación de ambos efectos.

De forma general se puede afirmar que el porcentaje de remoción de contaminantes orgánicos disminuye al aumentar la carga.

5.2.6 Sólidos

Las determinaciones analíticas de sólidos presentan grandes errores, la diferencia entre sólidos totales y sólidos disueltos no ofrecen un comportamiento homogéneo, lo cual se puede explicar debido al error tan grande en las determinaciones. Lamentablemente los resultados de sólidos no son confiables y solamente pueden ser utilizados como referencia junto con los valores de DBO y DQO .

5.2.7 Nitrógeno amoniacal

Como es de esperarse, conforme aumenta la carga orgánica, disminuye la eficiencia de eliminación de nitrógeno amoniacal. Esto es característico de la nitrificación, ya que, si fuera por nitrificación anabólica, el consumo de nitrógeno amoniacal debiera ser mayor al aumentar la carga orgánica. El sistema es capaz de nitrificar eficientemente a bajas cargas orgánicas.

5.2.8 Carga orgánica

Como puede observarse en la Tabla 5.1 la eficiencia de eliminación de *DBO* y *DQO* disminuye al aumentar la carga orgánica. Los valores del efluente durante las dos primeras corridas se mantienen en 12 de los 13 muestreos por debajo de 10 mg *DBO*/l. Durante la tercera corrida (más alta carga orgánica) 5 de 6 muestreos presentaron valores en el efluente superiores a los 20 mg *DBO*/l. En este caso es difícil decir exactamente donde está el límite recomendado, ya que la segunda carga orgánica tuvo un valor de 21 kg *DBO*/d·1000 m² y la tercera de 49 kg *DBO*/d·1000 m²: el valor más adecuado debe encontrarse entre esos dos valores.

La solución del sistema de ecuaciones que permita encontrar la carga orgánica que produzca el efluente deseado (datos de

diseño) solamente puede ser resuelto de forma iterativa, ya que se debe de partir de una concentración de DBO en el influente. El parámetro de iteración es la carga orgánica y el criterio de convergencia es la concentración a la salida de la última etapa (González y Elías, 1987).

5.3 Utilización de los resultados experimentales en el modelo de Stover y Kincannon

Los resultados experimentales de DBO y DQO se utilizan en el modelo de Stover y Kincannon para obtener las constantes cinéticas representativas del sistema estudiado.

La forma linearizada de la ecuación de Stover y Kincannon es

$$\frac{L}{L_{R_i}} = \frac{K_i}{M_i} \frac{1}{L_{O_i}} + \frac{1}{M_i} \quad (3.43)$$

donde

L_{R_i} carga orgánica eliminada o rapidez de eliminación de material orgánico (kg DBO/d·m²) en la etapa i ;

L_{O_i} carga orgánica en la etapa i (kg DBO/d·m²);

M_i rapidez máxima de eliminación de material orgánico en la etapa i (kg DBO/d·m²);

K_i constante cinética en la etapa i (kg DBO/d·m²).

Graficando los valores de $1/L_{R_i}$ versus $1/L_{O_i}$ se obtiene una recta cuya pendiente es $1/M_i$ y la ordenada al origen es K_i/M_i .

Las Tablas A1 a la A4 del apéndice muestran los valores de $1/L_{R_i}$ y de $1/L_{O_i}$ para la DBR_i , DBQ_i , DQR_i y DQS_i .

La Tabla 5.4 presenta un resumen de la regresión lineal obtenida a partir de las tablas del apéndice. En la Tabla 5.4 se puede observar que los coeficientes de correlación para la DBO_T y DBO_S tienen valores cercanos a 1: considera satisfactorio: todos los valores son superiores a 0.96. En el caso de la DQO_T y DQO_S los coeficientes de correlación tienen valores inferiores a los de DBO . Aunque experimentalmente la DQO es más confiable que la DBO , en este caso los valores de DBO se ajustan mejor en el modelo de Stover y Kincannon que los de DQO .

En las figuras 5.1 a la 5.4 se presentan los resultados gráficos obtenidos de la regresión lineal utilizando la información de las Tablas A1 a la A4 del apéndice.

De la Tabla 5.4 se puede observar que los valores de las constantes M y K en la segunda etapa del sistema tiene los valores más altos (con excepción de la DBO total). En el caso de la DBO total, la primera etapa presenta los valores

TABLA 5.4. REGRESION LINEAL APLICADA A LOS PARAMETROS DBO_T , DBO_S , DQO_T y DQO_S UTILIZANDO EL MODELO DE STOVER Y KINCANNON

	Etapa	Coefficiente de correlación	Ordenada al origen	Pendiente	Desviación Estandard	Constante M_i	Constante R_i
Demanda Bio-química de oxígeno total	1	0.9896	1.7542	1.8309	14.8386	0.5705	1.0437
	2	0.9759	8.2363	1.8259	32.3256	0.1214	0.2217
	3	0.9771	15.5092	1.6852	65.4559	0.0645	0.1087
	4	0.9623	46.8053	1.5672	127.0957	0.0214	0.0335
Demanda Bio-de oxígeno soluble	1	0.9891	5.3165	1.9860	38.5149	0.1881	0.3735
	2	0.9743	3.7041	2.0216	59.7837	0.2700	0.5458
	3	0.9780	27.2813	1.8826	131.6509	0.0367	0.0690
	4	0.9850	42.5219	1.8921	263.0656	0.0235	0.0445
Demanda Química de oxígeno total	1	0.9062	8.7615	1.1921	4.3245	0.1141	0.1361
	2	0.9827	0.4794	2.5015	11.1328	2.0859	5.2178
	3	0.9126	12.4355	2.7571	20.3221	0.0804	0.2217
	4	0.8576	32.1260	4.4662	30.0173	0.0311	0.1390
Demanda Química de oxígeno soluble	1	0.9620	8.6132	1.6760	8.0367	0.1161	0.1946
	2	0.9373	4.5473	3.3752	22.3056	0.2199	0.7422
	3	0.8976	21.4293	4.6988	28.7269	0.0467	0.2193
	4	0.8619	115.1537	2.6275	44.9960	0.0087	0.0228

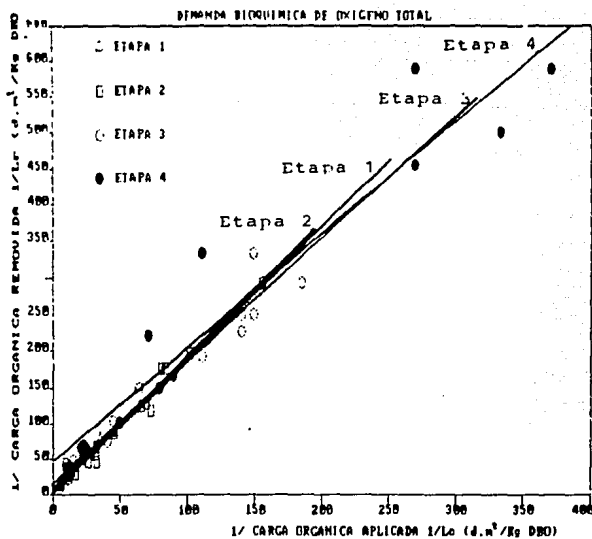


Figura 5.1 Regresión lineal aplicada al modelo de Stover y Kincannon con datos de DBO total

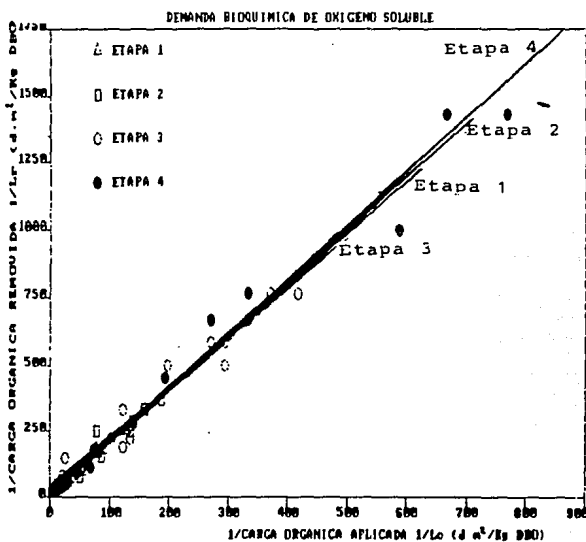


Figura 5.2 Regresión lineal aplicada al modelo de Stover y Kincannon con datos de DBO soluble

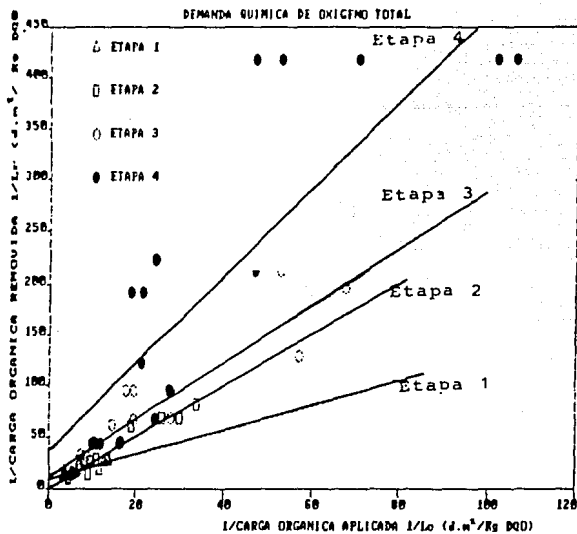


Figura 5.3 Regresión lineal aplicada al modelo de Stover y Kincannon con datos de DQO total

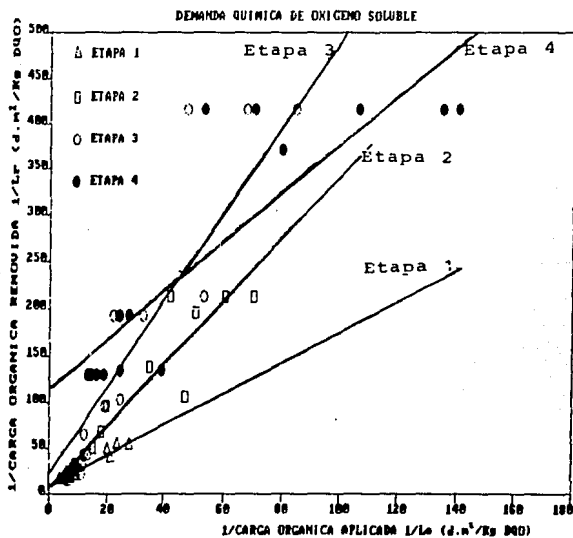


Figura 5.4 Regresión lineal aplicada al modelo de Stover y Kincannon con datos de DQO soluble

más altos de M y K , lo cual es de esperarse, ya que según la cinética enzimática al disminuir la concentración de nutrientes disminuye la rapidez de reacción.

La ecuación de Stover y Kincannon también se puede escribir de la siguiente forma:

$$\frac{Q (S_0 - S)}{A} = \frac{M (QS_0/A)}{K + (QS_0/A)} \quad (5.1)$$

Despejando S , la ecuación 5.1 se transforma en:

$$S = S_0 \left(1 - \frac{M}{K + (QS_0/A)} \right) \quad (5.2)$$

como $QS_0/A = L_0$, entonces

$$S = S_0 \left(1 - \frac{M}{K + L_0} \right) \quad (5.3)$$

La ecuación 5.3 se aplica a cada una de las etapas del sistema utilizando los valores correspondientes de M y K . De lo anterior se puede efectuar la simulación del proceso y saber que también se apegan los resultados de la simulación a la realidad.

El sistema está formado por cuatro ecuaciones, una para cada etapa, en los cuales se utilizan los valores calculados de M

TABLA 5.5. CONCENTRACIONES A LA SALIDA DE CADA ETAPA UTILIZANDO LA DBO TOTAL DE LAS 19 MUESTRAS REALIZADAS

	PRIMERA CORRIDA		SEGUNDA CORRIDA		TERCERA CORRIDA	
E t a p a	Concentración		Concentración		Concentración	
	Teórico (mg/l)	Experimental (mg/l)	Teórico (mg/l)	Experimental (mg/l)	Teórico (mg/l)	Experimental (mg/l)
Entrada	95	95	96	96	172	172
1	45	37	47	41	92	88
2	21	20	24	21	57	58
3	9	11	12	12	36	39
4	4	6	6	8	26	21
Entrada	62	62	100	100	216	216
1	29	41	49	40	120	87
2	14	16	25	32	74	62
3	6	6	13	10	47	18
4	2	5	6	8	28	9
Entrada	84	84	133	133	157	157
1	39	45	67	78	83	92
2	19	21	38	30	52	67
3	8	8	19	17	34	43
4	3	3	10	8	29	29
Entrada	73	73	78	78	178	178
1	34	43	38	41	96	90
2	16	20	19	12	60	78
3	7	8	9	5	40	36
4	3	3	4	2	28	22
Entrada	65	65	149	149	166	166
1	30	29	75	79	89	95
2	14	14	43	33	56	74
3	6	9	22	15	37	40
4	3	5	11	7	27	25
Entrada	64	64	118	118	179	179
1	30	30	58	51	97	91
2	14	21	31	22	60	65
3	6	9	15	19	39	39
4	3	3	8	13	28	26
Entrada	67	67				
1	31	36				
2	15	19				
3	7	9				
4	3	5				

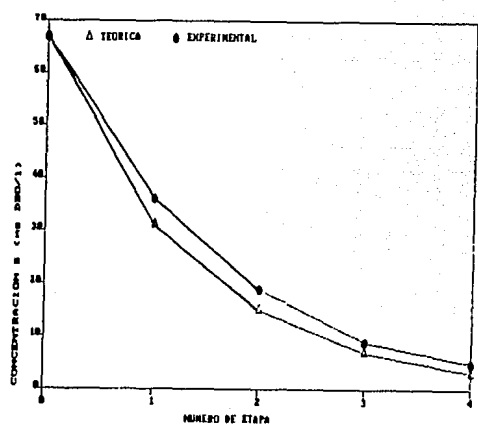
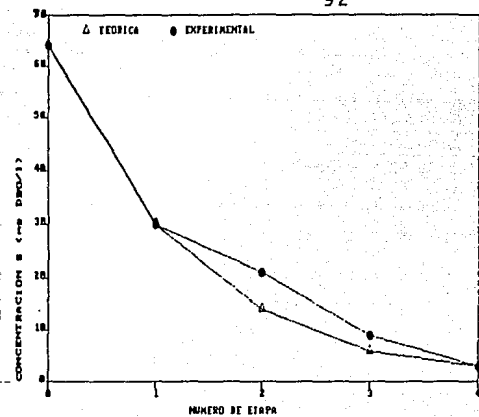
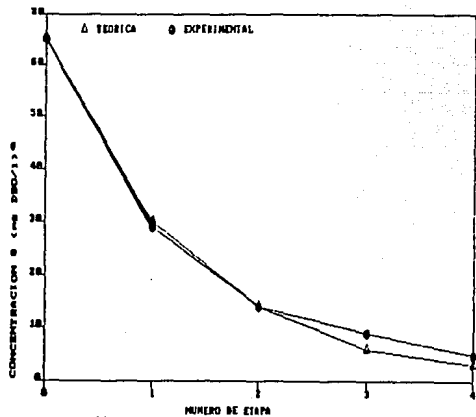


Fig 5.5. Simulación con el modelo de Stover y Kicannon para la primera corrida

y K. Utilizando la ecuación 5.3 se comparan los resultados calculados con los experimentales. De esta tabla se puede observar que las concentraciones calculadas del efluente del sistema son muy aproximados a los valores medidos. La figura 5.5 los presenta de forma gráfica. Las restantes representaciones gráficas se encuentran en las figuras A1 a la A3 del apéndice. En la Tabla 5.5 y en las figuras 5.5 y A1 a la A3 del apéndice se puede observar que los valores calculados por medio del modelo de Stover y Kincannon se correlacionan adecuadamente con los valores medidos.

Es importante resaltar que el número de etapas seleccionado resultó ser el adecuado. Las eficiencias logradas con cuatro etapas son satisfactorias. De las figuras 5.5 y A1 a la A3 puede observarse que tres etapas no hubieran sido suficiente y 5 hubieran sido excesivas. Cabe mencionar que en la práctica del tratamiento de aguas residuales de tipo doméstico una remoción del 90% de los contaminantes (medidos como *DBO* o *DQO*) se considera satisfactoria. En la mayor parte de los casos, el aumento en costo que representa un ligero aumento de la eficiencia (sobre el 90% de remoción) no es justificable.

5.4 Utilización de los resultados experimentales en el modelo de orden variable

El modelo de orden variable se describe en el capítulo 3.2.1.3 y se desprende de la ecuación 3.21

$$\frac{Q(S_0 - S)}{A} = k_n S^n \quad (5.4)$$

El término del lado izquierdo de la ecuación 5.4 es la carga orgánica eliminada L_K , por lo cual la ecuación 5.4 puede escribirse de la siguiente forma:

$$L_K = k_n S^n \quad (5.5)$$

y linealizando

$$\ln L_K = \ln k_n + n \ln S \quad (5.6)$$

Graficando $\ln L_K$ versus $\ln S$ se obtiene una recta cuya pendiente es n y la ordenada al origen $\ln k_n$. La Tabla 5.6 muestra los valores de $\ln L_K$ y de $\ln S$ para cada una de las cuatro etapas, para los 19 muestreos y los resultados de la regresión lineal. Los valores muestran una deficiente correlación, por lo cual se considera que los valores de la constante cinética y del orden de reacción no son representativas del sistema.

Tabla. 5.6 Datos para la obtención de parámetros cinéticos en el modelo de orden variable utilizando la DBO_T .

MUESTREO NUMERO	ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3		ETAPA 4	
	$\ln L_R$	$\ln S$	$\ln L_R$	$\ln S$	$\ln L_R$	$\ln S$	$\ln L_R$	$\ln S$
1	- 3.97	- 3.30	- 5.17	- 3.91	- 5.81	- 4.51	- 6.38	- 5.12
2	- 4.95	- 3.19	- 4.78	- 4.13	- 5.68	- 5.12	- 8.10	- 5.30
3	- 4.33	- 3.10	- 4.81	- 3.86	- 5.43	- 4.30	- 6.38	- 5.81
4	- 4.59	- 3.15	- 4.85	- 3.91	- 5.52	- 4.30	- 6.38	- 5.81
5	- 4.41	- 3.54	- 5.29	- 4.27	- 6.38	- 4.71	- 6.64	- 5.30
6	- 4.46	- 3.51	- 5.81	- 3.86	- 5.52	- 4.71	- 6.21	- 5.81
7	- 4.57	- 3.32	- 5.17	- 3.96	- 5.68	- 4.71	- 6.64	- 5.30
8	- 3.19	- 3.19	- 4.21	- 3.86	- 5.00	- 4.42	- 5.81	- 4.83
9	- 3.17	- 3.22	- 5.12	- 3.44	- 4.11	- 4.60	- 6.50	- 4.83
10	- 3.19	- 2.55	- 3.33	- 3.51	- 4.63	- 4.07	- 5.00	- 4.83
11	- 3.59	- 3.32	- 3.83	- 4.42	- 5.26	- 5.30	- 6.12	- 6.21
12	- 2.95	- 2.54	- 3.37	- 3.41	- 4.31	- 4.20	- 5.12	- 4.96
13	- 2.99	- 2.98	- 3.83	- 3.82	- 6.12	- 3.96	- 5.40	- 4.34
14	- 2.38	- 2.43	- 3.40	- 2.85	- 3.86	- 3.24	- 3.92	- 3.86
15	- 1.95	- 2.44	- 3.59	- 2.78	- 3.02	- 4.02	- 4.60	- 4.70
16	- 2.63	- 2.39	- 3.59	- 2.70	- 3.63	- 3.15	- 4.17	- 3.54
17	- 2.33	- 2.41	- 4.32	- 2.55	- 3.07	- 3.32	- 4.17	- 3.82
18	- 2.54	- 2.35	- 3.76	- 2.60	- 3.28	- 3.22	- 4.10	- 3.69
19	- 2.33	- 2.40	- 3.55	- 2.73	- 3.55	- 3.24	- 4.24	- 3.65
	Coef. Correlación=0.8402		Coef. Correlación=0.5625		Coef. correlación=0.7150		Coef. correlación=0.7822	
	Constante K = 1.87		Constante K = 1.77		Constante K = 0.17		Constante K = 0.13	
	Orden = 1.81		Orden = 0.72		Orden = 1.17		Orden = 1.12	

Con objeto de conocer los órdenes de reacción en cada etapa se utilizan a continuación los modelos de Stover y Kincannon y el orden variable después de hacer una igualación.

El modelo de orden variable queda representado por la ecuación 5.5 y el de Stover y Kincannon por la ecuación 3.37.

$$L_K = k_n S^n \quad (5.5)$$

$$L_K = M \frac{L_o}{K + L_o} \quad (3.37)$$

igualando las ecuaciones anteriores se tiene

$$M \frac{L_o}{K + L_o} = k_n S^n \quad (5.7)$$

o bien

$$\frac{L_o}{K + L_o} = \frac{k_n}{M} S^n \quad (5.8)$$

y linearizando

$$\ln \frac{L_o}{K + L_o} = \ln \frac{k_n}{M} + n \ln S \quad (5.9)$$

De esta forma es posible conocer el orden de reacción a través de las constantes de Stover y Kincannon. La Tabla 5.7

TABLA 5.7. DATOS PARA LA OBTENCION DEL ORDEN DE REACCION A PARTIR DE LAS CONSTANTES DE STOVER Y KIN-CANNON

MUES- TRES NUMERO	ETAPA 1		ETAPA 2		ETAPA 3		ETAPA 4	
	$\ln \left(\frac{L_0}{k + L_0} \right)$	$\ln S$	$\ln \left(\frac{L_0}{k + L_0} \right)$	$\ln S$	$\ln \left(\frac{L_0}{k + L_0} \right)$	$\ln S$	$\ln \left(\frac{L_0}{k + L_0} \right)$	$\ln S$
1	- 3.54	- 3.10	- 2.93	- 3.86	- 2.85	- 4.71	- 2.31	- 5.52
2	- 3.93	- 3.54	- 2.84	- 4.27	- 3.05	- 5.12	- 2.88	- 6.21
3	- 3.63	- 3.24	- 2.75	- 3.96	- 2.79	- 4.83	- 2.60	- 5.81
4	- 3.77	- 3.38	- 2.79	- 4.13	- 2.85	- 4.96	- 2.60	- 5.81
5	- 3.90	- 3.51	- 3.13	- 4.27	- 2.79	- 5.12	- 2.50	- 5.81
6	- 3.85	- 3.47	- 2.96	- 4.20	- 2.89	- 4.96	- 2.50	- 5.81
7	- 2.74	- 3.06	- 2.11	- 3.73	- 2.07	- 4.42	- 1.55	- 5.12
8	- 2.74	- 3.02	- 2.13	- 3.69	- 1.71	- 4.34	- 1.70	- 5.12
9	- 2.44	- 2.70	- 1.57	- 3.27	- 1.77	- 3.96	- 1.29	- 4.60
10	- 2.94	- 3.27	- 2.11	- 3.96	- 2.57	- 4.71	- 2.31	- 5.52
11	- 2.34	- 2.59	- 1.56	- 3.15	- 1.69	- 3.82	- 1.38	- 4.51
12	- 2.31	- 2.85	- 1.92	- 3.47	- 2.03	- 4.20	- 1.21	- 4.83
13	- 1.87	- 2.39	- 1.19	- 2.86	- 0.99	- 3.32	- 0.57	- 3.65
14	- 1.68	- 2.12	- 1.19	- 2.60	- 0.95	- 3.06	- 0.99	- 3.58
15	- 1.95	- 2.49	- 1.16	- 2.96	- 0.90	- 3.38	- 0.53	- 3.54
16	- 1.84	- 2.34	- 1.17	- 2.81	- 0.81	- 3.22	- 0.61	- 3.58
17	- 1.90	- 2.42	- 1.13	- 2.88	- 0.84	- 3.30	- 0.56	- 3.61
18	- 1.84	- 2.33	- 1.16	- 2.81	- 0.92	- 3.24	- 0.57	- 3.58
19	- 3.88	- 3.51	- 3.16	- 4.27	- 3.18	- 5.12	- 2.50	- 5.81
	Coef. Correlación = 0.9644		Coef. Correlación = 0.9460		Coef. Correlación = 0.9809		Coef. Correlación = 0.9723	
	Kn/M = 2.22		Kn/M = 2.42		Kn/M = 2.78		Kn/M = 2.41	
	Orden n = 1.72		Orden n = 1.26		Orden n = 1.13		Orden n = 0.83	

muestra los resultados de la regresión lineal de $\ln (L_0/K+L_0)$ versus $\ln S$. Puede observarse que los valores de los coeficientes de correlación son superiores a 0.94, lo cual se considera satisfactorio. Los órdenes de reacción decrecen al aumentar el número de etapa. En la primera etapa se tiene un valor de 1.72 y en la última 0.83.

Comúnmente se utiliza el modelo de Michaelis-Menten o el de Monod como modelos de la cinética microbiana y se introducen en el balance de materia del reactor estudiado. En este caso no sería posible utilizar alguno de dichos modelos porque consideran que el orden de reacción puede variar entre 0 y 1: el resultado sería erróneo y posiblemente no sea posible efectuar cálculos confiables.

5.5 Producción de biomasa y características de la biopelícula

Como ya se mencionó en el capítulo 5.2.6 no fue posible efectuar una determinación de la producción de biomasa a través de sólidos debido al error experimental obtenido.

Al terminarse la experimentación pudo observarse que las bajas concentraciones de sólidos en el efluente se debían a una gran acumulación de biomasa en el fondo del reactor, entre el piso y el material de empaque. Esto pudo deberse,

por un lado, al alto índice de sedimentación de la biomasa y, por el otro, a un ineficiente mezclado. Esto provocó que la biomasa no se mantuviera en suspensión, y se acumulara en el fondo de los reactores.

La biopelícula presentó una buena adhesión sobre los anillos Pall. Una gran parte de la biomasa creció en forma de filamentos adheridos en uno de sus extremos a los anillos Pall.

En ningún caso se observó taponamiento del empaque de anillos Pall por la biopelícula.

En el último capítulo, a continuación se presentan las recomendaciones y conclusiones derivadas de este trabajo.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Las conclusiones más relevantes que se desprenden de este trabajo son:

1. La temperatura y el pH variaron en un intervalo tan pequeño que su influencia sobre el comportamiento del sistema puede considerarse despreciable.
2. La eficiencia de remoción de contaminantes disminuye al aumentar la carga orgánica. La carga orgánica durante la tercera corrida se considera demasiado alta, ya que los valores de DBO_T en el efluente fueron comúnmente superiores a 20 mg/l.
3. Solamente se estudiaron dos modelos matemáticos. De

ellos, el de Stover y Kincannon es adecuado para describir el comportamiento del sistema.

4. El modelo de orden variable no es adecuado ya que los valores experimentales presentan grandes desviaciones de lo esperado con el modelo.
5. Los órdenes de reacción obtenidos usando las constantes cinéticas del modelo de Stover y Kincannon van desde 1.72 en la primera etapa hasta 0.83 en la cuarta. Este hecho no permite la utilización de modelos matemáticos tradicionales como son el de Michaelis-Menten y el de Monod porque solo abarcan el intervalo de órdenes de reacción desde 0 hasta 1.
6. El mezclado dentro de los reactores (etapas) fue deficiente para mantener en suspensión la biomasa de exceso, lo cual originó su acumulación en el fondo de los reactores.
7. El número de etapas seleccionado (cuatro) permite una remoción eficiente de contaminantes de acuerdo con lo estipulado en las normas técnicas ecológicas vigentes. Según los resultados de este trabajo se puede afirmar que si se toman solo tres etapas la remoción puede ser deficiente (debido a las variaciones en las

características del agua residual). Para más de cuatro no existe información que permita llegar a conclusiones pero es posible que los costos en que se incurra excedan los beneficios que se logran alcanzar.

8. Los resultados obtenidos durante el desarrollo del trabajo en el reactor de película aerobia sumergida pueden considerarse exitosos y permiten recomendar el sistema para tratamiento de aguas residuales de tipos domésticos o industrial con concentraciones de contaminantes inferiores a los valores promedio para aguas residuales de origen doméstico.
9. Una vez obtenidos los coeficientes cinéticos con el modelo de Stover y Kicannon es posible definir confiablemente las variables de diseño y operación del sistema.

Con base en el trabajo realizado se hacen las siguientes recomendaciones:

1. Para garantizar un efluente con concentraciones inferiores a 20 mg/l (DBO_T) debe evitarse que la carga orgánica sobrepase los $30 \text{ kg } DBO_T/d \cdot 1000 \text{ m}^2$.
2. Es necesario hacer un estudio de la hidrodinámica del

sistema para encontrar la relación adecuada de empaque a volumen y forma del reactor, para garantizar un mezclado eficiente y para evitar que la biomasa se sedimente en lugares indeseables.

3. Se recomienda que, en un trabajo posterior, se comparen los modelos para así tener mejor conocimiento de la problemática de aplicación de los modelos y lograr llegar a conclusiones más profundas.

7. BIBLIOGRAFIA

1. American Public Health Association, American Water Works Association and Water Pollution Control Federation. "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater". 15a. ed., APHA/AWWA/WPCF, Washington, D.C., 1985.
2. Antonie, R.L. "Fixed biological surfaces wastewater treatment", CRC Press. inc. Ohio. U.S.A., 1976.
3. Autotrol Corporation. "Autotrol wastewater treatment systems design manual". Autotrol Corp., Milwaukee, WI., 1978.

4. Benefield, L.; Randall, C.W. "Biological process design for Wastewater Treatment". Prentice Hall. Series in Env. Sci., Englewood Cliffs, N.J., 1980.
5. Brenner, R.C.; Herdman, J.A.; Opatken, E.J.; Petrasek, A. "Design information on rotating biological contactor". Informe EPA 600/2-84-100. Environmental Protection Agency, Cincinnati, E.U., 1984.
6. Bunch, R.L.; Barth, E.F.; Ettinger, M.B. "Organic materials in secondary effluents". Journal WPCF, 33(2): 122-126, 1961.
7. Chesner, W.; Lannone, J.; McCarthy, J. "An assesment of dissolved oxygen limitations and interstage design in RBC systems". First International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio, 1982.
8. Del Borghi, M.; Palazzi, F.; Parisi, F.; Ferriolo, G. "Influence of processes variables on the modelling and design of a rotating biological surface". Water Research, 19(5): 573-580, Inglaterra, 1985.
9. Dupont, R.R.; McKinney, R.E. "Data evaluation of a municipal RBC instalation, Kirksville, Missouri". First

National Symp./Workshop, on RBC Technology. Champion, Pennsylvania, 1980.

10. Escárcega, C. y Pulido, R. "Modelo cinético para un reactor biológico rotatorio usado en el tratamiento aerobio de efluentes". Tesis profesional. Facultad de Química, UNAM, México, D.F., 1986.
11. Friedman, A.; Robbins, L.; Woods, R. "Effect of disk rotation speed on biological contactor efficiency". Journal WPCF, 51(11): 2678-2690, 1970.
12. González Martínez S. "Problemática del desarrollo de tecnología en tratamiento de aguas de desecho". Memorias del 5o. Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental, Puebla, Pue., 1986.
13. González, S. y Elías, J.G. "Diseño de biodiscos". Informe final del proyecto 4331, elaborado para el Instituto de Ingeniería de la UNAM, México, D.F., 1987.
14. Hamoda M.F., Abd-El-Bary M.F. "Operating characteristics of the aerated submerged fixed-film (ASFF) bioreactor". Water Res. 21(8): 939/947, Inglaterra, 1987.

15. Hartmann, A. "Untersuchungen ueber die biologische Reinigung von Abwasser mit Hilfe von Tauchtropfkoerpern". Informe Técnico No. 9, Institut fuer Siedlungswasserwirtschaft, Universidad de Stuttgart, Rep. Fed. Alemana, 1960
16. Harremóes, P. "Biofilm kinetics". En Water Pollution Microbiology. Ralph Mitchell. Ed. John Wiley & Sons, New York, E.U.A., 1978.
17. Hegemann, W. "A combination of the activated sludge process with fixed film biomass to increase the capacity of wastewater treatment plants". Wat. Sci. Tech., Vol. 16, pp. 199/130, Inglaterra, 1984.
18. Hirose, M. "Ein neues System einer Kombination des Belebungsverfahrens mit sessilen Organismen auf Aufwuchsflaechen". gWf-wasser/Abwasser, 124(5): 239-242, Rep. Fed. Alemana, 1983.
19. Kincannon, D.F.; Stover, E.L.; Emrie, D.; Jan Kousky, M. "Comparison of pilot scale and full RBC-Design and operation". Second International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia, 1984.

20. Kornegay, B.; Andrews, J. "Kinetics of fixed-film biological reactors". Journal WPCF, 40(11): R460-R468, E.U.A., 1968.
21. Laidler, R.J. "Cinética de Reacciones. Reacciones homogéneas en fase gaseosa". Alhambra, S.A., Madrid, 1979.
22. Lama Guagnelli, Manuel. "El aprovechamiento intensivo del agua en los asentamientos humanos mediante su reciclaje". Tesis de maestría, Facultad de Arquitectura, UNAM, México, D.F., 1986.
23. Levenspiel, O. "Chemical Reaction Engineering". 2a. Edición. John Wiley & Sons, New York, 1972.
24. Norouzian, M.Y. "A performance evaluation and kinetics determination of on RBC system operating at the C.U. wastewater treatment plant". Informe final del proyecto 3306, Instituto de Ingeniería, UNAM. México, D.F. (1983).
25. Norouzian, M.Y.; Deloya Martínez, M.A. "Estudio del comportamiento de una unidad de biodiscos estructuralmente modificada". Informe del proyecto 3322. Instituto de Ingeniería, UNAM, México, 1984.

26. Norouzian, M.Y.; Deloya Martínez, M.A.; González Martínez, S. "A modified RBC design: performance evaluation". Proceedings of the 1985 Specialty Conference-Environmental Engineering, J.C. O'Shaughnessy. (Ed.), American Society of Civil Engineers Press, New York, N. Y., 1985.
27. Opatken, E.J. "Rotating biological contactors-second order kinetics". First International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio, 1982.
28. Fano, A.; Middlebrooks, E.J. "Kinetics of carbon and ammonia nitrogen removal in RBCs". Journal WPCF, 55(77): 956-965, E.U.A., 1983.
29. Ramalho, R.S. "Introduction to wastewater treatment Process". Academic Press, Inc./Harcourt Brace Jovanovich, N.Y., E.U.A. 1977.
30. Rebhun, M. y Manka, J. "Classification of organics in secondary effluents". Environmental Science and Technology, Vol. 5, pp. 606-609 (1971).
31. Sawyer, C.N. and McCarty, P.L. "Chemistry for

- Environmental Engineers". Mc Graw-Hill Kogakusha, Ltd., Tokio, 1978.
32. Schlegel, S. "Der Einsatz von getauchten Festbetrtkoerpern beim Belebungsverfahren". gwf-wasser/Abwasser, 127(9) Rep. Fed. Alemana, (1986).
33. Smith, J.M. "Chemical Engineering Kinetics". Segunda Edición, Mc Graw-Hill Books, Tokio, 1970.
34. Steel, E.W.; Mc Ghee, T.J. "Water Supply and Sewerage". 5a. edición. Mc GFraw-Hill, Tokio, 1979.
35. Stover, E.L.; Kincannon, D.F. "Rotating biological contactor scale-up and design". First International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio, 1982.
36. Sundstrom, D.W.; KlgI, H.E. "Wastewater Treatment". Prentice Hall, New Jersey, E.U.A., 1979.
37. Winkler, M. A. "Biological Treatment of wastewater". Ellis Horwood Limited, N.Y., E.U.A., 1981.
38. Wu, Y.C.; Smith, E.D., Chen Y.; Miller, R. "Evaluation on RBC scale-up". First International Conference on

Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio,
1982.

A P E N D I C E

TABLA A1. VALORES EXPERIMENTALES DE DBO_T PARA LA EVALUACION DEL MODELO DE STOVER Y KINCANNON

Etapas	S_{i-1} (kg/m^3)	S_i (kg/m^3)	Q (m^3/d)	L_R ($kgDBO/d \cdot m^2$)	L_0 ($kgDBO/d \cdot m^2$)	Etapas	S_{i-1} (kg/m^3)	S_i (kg/m^3)	Q (m^3/d)	L_R ($kgDBO/d \cdot m^2$)	L_0 ($kgDBO/d \cdot m^2$)
1	0.093	0.037	10.54	0.0189	0.0313	1	0.078	0.041	23.33	0.0276	0.0583
2	0.037	0.020	10.54	0.0057	0.0125	2	0.041	0.012	23.33	0.0217	0.0306
3	0.020	0.011	10.54	0.0030	0.0067	3	0.012	0.005	23.33	0.0052	0.0090
4	0.011	0.006	10.54	0.0017	0.0037	4	0.005	0.002	23.33	0.0022	0.0037
1	0.062	0.041	10.54	0.0071	0.0209	1	0.149	0.079	23.33	0.0523	0.1113
2	0.041	0.016	10.54	0.0084	0.0138	2	0.079	0.033	23.33	0.0344	0.0590
3	0.016	0.006	10.54	0.0034	0.0054	3	0.033	0.015	23.33	0.0134	0.0247
4	0.006	0.005	10.54	0.0003	0.0020	4	0.015	0.007	23.33	0.0060	0.0112
1	0.084	0.045	10.54	0.0131	0.0283	1	0.118	0.051	23.33	0.0500	0.0881
2	0.045	0.021	10.54	0.0081	0.0152	2	0.051	0.022	23.33	0.0217	0.0381
3	0.021	0.008	10.54	0.0044	0.0071	3	0.022	0.019	23.33	0.0022	0.0164
4	0.008	0.003	10.54	0.0017	0.0027	4	0.019	0.013	23.33	0.0045	0.0142
1	0.073	0.043	10.54	0.0101	0.0246	1	0.172	0.088	34.56	0.0929	0.1902
2	0.043	0.020	10.54	0.0078	0.0145	2	0.088	0.058	34.56	0.0332	0.0973
3	0.020	0.008	10.54	0.0040	0.0067	3	0.058	0.039	34.56	0.0210	0.0641
4	0.008	0.003	10.54	0.0017	0.0027	4	0.039	0.021	34.56	0.0199	0.0431
1	0.065	0.029	10.54	0.0121	0.0219	1	0.216	0.087	34.56	0.1427	0.2389
2	0.029	0.014	10.54	0.0051	0.0098	2	0.087	0.062	34.56	0.0277	0.0962
3	0.014	0.009	10.54	0.0037	0.0047	3	0.062	0.038	34.56	0.0487	0.0686
4	0.009	0.005	10.54	0.0013	0.0030	4	0.038	0.009	34.56	0.0100	0.0199
1	0.064	0.030	10.54	0.0115	0.0216	1	0.157	0.092	34.56	0.0719	0.1736
2	0.030	0.021	10.54	0.0030	0.0101	2	0.092	0.067	34.56	0.0277	0.1018
3	0.021	0.009	10.54	0.0040	0.0071	3	0.067	0.043	34.56	0.0265	0.0741
4	0.009	0.003	10.54	0.0020	0.0030	4	0.043	0.029	34.56	0.0155	0.0476
1	0.067	0.036	10.54	0.0104	0.0226	1	0.178	0.090	34.56	0.0973	0.1969
2	0.036	0.019	10.54	0.0057	0.0121	2	0.090	0.078	34.56	0.0133	0.0995
3	0.019	0.009	10.54	0.0034	0.0064	3	0.078	0.036	34.56	0.0465	0.0863
4	0.009	0.005	10.54	0.0013	0.0030	4	0.036	0.022	34.56	0.0155	0.0398
1	0.096	0.041	23.33	0.0411	0.0717	1	0.166	0.095	34.56	0.0785	0.1936
2	0.041	0.021	23.33	0.0149	0.0306	2	0.095	0.074	34.56	0.0232	0.1051
3	0.021	0.012	23.33	0.0067	0.0157	3	0.074	0.040	34.56	0.0376	0.0818
4	0.012	0.008	23.33	0.0030	0.0090	4	0.040	0.025	34.56	0.0166	0.0442
1	0.096	0.040	23.33	0.0418	0.0717	1	0.179	0.091	34.56	0.0973	0.1900
2	0.040	0.032	23.33	0.0060	0.0299	2	0.091	0.065	34.56	0.0288	0.1006
3	0.032	0.010	23.33	0.0164	0.0239	3	0.065	0.039	34.56	0.0288	0.0719
4	0.010	0.008	23.33	0.0015	0.0075	4	0.039	0.026	34.56	0.0144	0.0431
1	0.133	0.078	23.33	0.0411	0.0994						
2	0.078	0.030	23.33	0.0359	0.0583						
3	0.030	0.017	23.33	0.0097	0.0224						
4	0.017	0.008	23.33	0.0067	0.0127						

TABLA A2. VALORES EXPERIMENTALES DE DBO_5 PARA LA EVALUACION DEL MODELO DE STOVER Y KINCANNON

Etapa	S_{i-1} (kg/m ³)	S_i (kg/m ³)	Q (m ³ /d)	L_R (kgDBO/d·m ²)	L_0 (kgDBO/d·m ²)	Etapa	S_{i-1} (kg/m ³)	S_i (kg/m ³)	Q (m ³ /d)	L_R (kgDBO/d·m ²)	L_0 (kgDBO/d·m ²)
1	0.042	0.034	10.54	0.0027	0.0142	1	0.048	0.014	23.33	0.0254	0.0359
2	0.034	0.015	10.54	0.0064	0.0115	2	0.014	0.006	23.33	0.0060	0.0105
3	0.015	0.009	10.54	0.0020	0.0051	3	0.006	0.002	23.33	0.0030	0.0045
4	0.009	0.005	10.54	0.0013	0.0030	4	0.002	0.001	23.33	0.0007	0.0015
1	0.023	0.011	10.54	0.0400	0.0078	1	0.063	0.027	23.33	0.0269	0.0471
2	0.011	0.007	10.54	0.0013	0.0037	2	0.027	0.010	23.33	0.0127	0.0202
3	0.007	0.004	10.54	0.0010	0.0024	3	0.010	0.005	23.33	0.0037	0.0075
4	0.004	0.003	10.54	0.0003	0.0013	4	0.005	0.003	23.33	0.0015	0.0037
1	0.038	0.019	10.54	0.0064	0.0128	1	0.063	0.027	23.33	0.0269	0.0471
2	0.019	0.007	10.54	0.0040	0.0064	2	0.027	0.010	23.33	0.0127	0.0202
3	0.007	0.003	10.54	0.0013	0.0024	3	0.010	0.004	23.33	0.0045	0.0075
4	0.003	0.002	10.54	0.0003	0.0010	4	0.004	0.002	23.33	0.0015	0.0030
1	0.039	0.022	10.54	0.0057	0.0131	1	0.082	0.065	34.56	0.0188	0.0907
2	0.022	0.010	10.54	0.0040	0.0074	2	0.065	0.034	34.56	0.0343	0.0719
3	0.010	0.004	10.54	0.0020	0.0034	3	0.034	0.028	34.56	0.0066	0.0376
4	0.004	0.002	10.54	0.0007	0.0013	4	0.028	0.012	34.56	0.0177	0.0310
1	0.033	0.016	10.54	0.0057	0.0111	1	0.105	0.066	34.56	0.0431	0.1161
2	0.016	0.008	10.54	0.0027	0.0054	2	0.066	0.036	34.56	0.0332	0.0730
3	0.008	0.004	10.54	0.0013	0.0027	3	0.036	0.013	34.56	0.0254	0.0398
4	0.004	0.002	10.54	0.0007	0.0013	4	0.013	0.005	34.56	0.0088	0.0144
1	0.037	0.019	10.54	0.0061	0.0125	1	0.098	0.071	34.56	0.0299	0.1084
2	0.019	0.010	10.54	0.0030	0.0064	2	0.071	0.042	34.56	0.0321	0.0785
3	0.010	0.005	10.54	0.0017	0.0034	3	0.042	0.020	34.56	0.0243	0.0465
4	0.005	0.002	10.54	0.0010	0.0017	4	0.020	0.010	34.56	0.0111	0.0221
1	0.038	0.022	10.54	0.0056	0.0128	1	0.107	0.050	34.56	0.063	0.1183
2	0.022	0.011	10.54	0.0035	0.0072	2	0.050	0.025	34.56	0.0277	0.0553
3	0.011	0.006	10.54	0.0017	0.0037	3	0.025	0.012	34.56	0.0144	0.0277
4	0.006	0.004	10.54	0.0007	0.0020	4	0.012	0.007	34.56	0.0055	0.0133
1	0.045	0.024	23.33	0.0157	0.0336	1	0.098	0.074	34.56	0.0265	0.1084
2	0.024	0.011	23.33	0.0097	0.0179	2	0.074	0.039	34.56	0.0387	0.0818
3	0.011	0.007	23.33	0.0030	0.0082	3	0.039	0.028	34.56	0.0122	0.0431
4	0.007	0.005	23.33	0.0015	0.0052	4	0.028	0.012	34.56	0.0177	0.0310
1	0.046	0.025	23.33	0.0157	0.0334	1	0.107	0.072	34.56	0.0387	0.1183
2	0.025	0.013	23.33	0.0090	0.0187	2	0.072	0.041	34.56	0.0343	0.0796
3	0.013	0.007	23.33	0.0045	0.0097	3	0.041	0.023	34.56	0.0199	0.0453
4	0.007	0.004	23.33	0.0022	0.0052	4	0.023	0.012	34.56	0.0122	0.0254
1	0.080	0.036	23.33	0.0329	0.0598						
2	0.036	0.011	23.33	0.0187	0.0269						
3	0.011	0.004	23.33	0.0052	0.0082						
4	0.004	0.001	23.33	0.0022	0.0030						

TABLA A3. VALORES EXPERIMENTALES DE DQO_T PARA LA EVALUACION DEL MODELO DE STOVER Y KINCANNON

Etapa	S_{i-1} (kg/m^3)	S_i (kg/m^3)	Q (m^3/d)	L_R ($kgDQO/d \cdot m^2$)	L_0 ($kgDQO/d \cdot m^2$)	Etapa	S_{i-1} (kg/m^3)	S_i (kg/m^3)	Q (m^3/d)	L_R ($kgDQO/d \cdot m^2$)	L_0 ($kgDQO/d \cdot m^2$)
1	0.258	0.088	10.54	0.0573	0.0869	1	0.211	0.122	23.33	0.0665	0.1576
2	0.088	0.052	10.54	0.0121	0.0297	2	0.122	0.075	23.33	0.0351	0.0911
3	0.052	0.029	10.54	0.0078	0.0175	3	0.075	0.061	23.33	0.0105	0.0560
4	0.029	0.022	10.54	0.0024	0.0098	4	0.061	0.054	23.33	0.0052	0.0456
1	0.265	0.052	10.54	0.0778	0.0893	1	0.265	0.150	23.33	0.0859	0.1980
2	0.052	0.044	10.54	0.0027	0.0175	2	0.150	0.061	23.33	0.0665	0.1121
3	0.044	0.029	10.54	0.0051	0.0148	3	0.061	0.054	23.33	0.0052	0.0456
4	0.029	0.022	10.54	0.0024	0.0098	4	0.054	0.034	23.33	0.0149	0.0403
1	0.253	0.049	10.54	0.0682	0.0853	1	0.238	0.082	23.33	0.1165	0.1778
2	0.049	0.035	10.54	0.0047	0.0165	2	0.082	0.068	23.33	0.0105	0.0613
3	0.035	0.028	10.54	0.0024	0.0118	3	0.068	0.048	23.33	0.0149	0.0508
4	0.028	0.021	10.54	0.0024	0.0094	4	0.048	0.034	23.33	0.0105	0.0359
1	0.232	0.113	10.54	0.0401	0.0782	1	0.279	0.204	34.56	0.0830	0.3086
2	0.113	0.099	10.54	0.0047	0.0381	2	0.204	0.129	34.56	0.0830	0.2257
3	0.099	0.056	10.54	0.0145	0.0334	3	0.129	0.088	34.56	0.0454	0.1427
4	0.056	0.049	10.54	0.0024	0.0189	4	0.088	0.068	34.56	0.0221	0.0974
1	0.211	0.099	10.54	0.0377	0.0711	1	0.265	0.224	34.56	0.0454	0.2933
2	0.099	0.056	10.54	0.0145	0.0334	2	0.224	0.122	34.56	0.1129	0.2475
3	0.056	0.042	10.54	0.0047	0.0189	3	0.122	0.054	34.56	0.0752	0.1350
4	0.042	0.035	10.54	0.0024	0.0142	4	0.054	0.034	34.56	0.0221	0.0597
1	0.225	0.155	10.54	0.0236	0.0758	1	0.262	0.207	34.56	0.0608	0.2899
2	0.155	0.106	10.54	0.0165	0.0522	2	0.207	0.117	34.56	0.0995	0.2288
3	0.106	0.063	10.54	0.0145	0.0357	3	0.117	0.090	34.56	0.0299	0.1294
4	0.063	0.049	10.54	0.0047	0.0212	4	0.090	0.069	34.56	0.0232	0.0995
1	0.218	0.113	10.54	0.0354	0.0735	1	0.269	0.200	34.56	0.0763	0.2976
2	0.113	0.070	10.54	0.0145	0.0381	2	0.200	0.110	34.56	0.0995	0.2212
3	0.070	0.063	10.54	0.0024	0.0236	3	0.110	0.076	34.56	0.0376	0.1217
4	0.063	0.056	10.54	0.0024	0.0212	4	0.076	0.055	34.56	0.0232	0.0841
1	0.239	0.141	23.33	0.0732	0.1785	1	0.276	0.207	34.56	0.0763	0.3053
2	0.141	0.092	23.33	0.0370	0.1053	2	0.207	0.131	34.56	0.0841	0.2289
3	0.092	0.070	23.33	0.0161	0.0684	3	0.131	0.083	34.56	0.0531	0.1449
4	0.070	0.063	23.33	0.0052	0.0523	4	0.083	0.062	34.56	0.0232	0.0918
1	0.219	0.089	23.33	0.0971	0.1636	1	0.269	0.207	34.56	0.0686	0.2975
2	0.089	0.068	23.33	0.0157	0.0665	2	0.207	0.104	34.56	0.1139	0.2289
3	0.068	0.062	23.33	0.0045	0.0508	3	0.104	0.076	34.56	0.0310	0.1150
4	0.062	0.051	23.33	0.0082	0.0463	4	0.076	0.055	34.56	0.0232	0.0608
1	0.265	0.177	23.33	0.0657	0.1980						
2	0.177	0.068	23.33	0.0814	0.1322						
3	0.068	0.054	23.33	0.0105	0.0508						
4	0.054	0.048	23.33	0.0045	0.0403						

TABLA A4. VALORES EXPERIMENTALES DE DQO_S PARA LA EVALUACION DEL MODELO DE STOVER Y KINCANNON

Etapa	S _{i-1} (kg/m ³)	S _i (kg/m ³)	Q (m ³ /d)	L _R (kgDQO/d·m ²)	L ₀ (kgDQO/d·m ²)	Etapa	S _{i-1} (kg/m ³)	S _i (kg/m ³)	Q (m ³ /d)	L _R (kgDQO/d·m ²)	L ₀ (kgDQO/d·m ²)
1	0.191	0.059	10.54	0.0445	0.0644	1	0.156	0.088	23.33	0.0508	0.1165
2	0.059	0.044	10.54	0.0051	0.0199	2	0.088	0.061	23.33	0.0202	0.0657
3	0.044	0.037	10.54	0.0024	0.0148	3	0.061	0.054	23.33	0.0052	0.0456
4	0.037	0.029	10.54	0.0027	0.0125	4	0.054	0.044	23.33	0.0075	0.0403
1	0.206	0.044	10.54	0.0546	0.0694	1	0.163	0.068	23.33	0.0710	0.1218
2	0.044	0.037	10.54	0.0024	0.0148	2	0.068	0.054	23.33	0.0105	0.0508
3	0.037	0.022	10.54	0.0051	0.0125	3	0.054	0.041	23.33	0.0097	0.0403
4	0.022	0.015	10.54	0.0024	0.0074	4	0.041	0.027	23.33	0.0105	0.0306
1	0.225	0.042	10.54	0.0617	0.0758	1	0.095	0.054	23.33	0.0306	0.0710
2	0.042	0.028	10.54	0.0047	0.0142	2	0.054	0.048	23.33	0.0045	0.0403
3	0.028	0.021	10.54	0.0024	0.0094	3	0.048	0.041	23.33	0.0052	0.0359
4	0.021	0.014	10.54	0.0024	0.0071	4	0.041	0.027	23.33	0.0105	0.0306
1	0.141	0.063	10.54	0.0263	0.0475	1	0.184	0.150	34.56	0.0376	0.2037
2	0.063	0.035	10.54	0.0094	0.0212	2	0.150	0.102	34.56	0.0531	0.1659
3	0.035	0.028	10.54	0.0024	0.0118	3	0.102	0.068	34.56	0.0376	0.1128
4	0.028	0.021	10.54	0.0024	0.0094	4	0.068	0.061	34.56	0.0077	0.0752
1	0.106	0.049	10.54	0.0192	0.0357	1	0.218	0.136	34.56	0.0907	0.2411
2	0.049	0.035	10.54	0.0047	0.0165	2	0.136	0.082	34.56	0.0597	0.1504
3	0.035	0.028	10.54	0.0024	0.0118	3	0.082	0.041	34.56	0.0453	0.0907
4	0.028	0.021	10.54	0.0024	0.0094	4	0.041	0.027	34.56	0.0155	0.0453
1	0.126	0.070	10.54	0.0189	0.0425	1	0.145	0.104	34.56	0.0453	0.1604
2	0.070	0.056	10.54	0.0047	0.0236	2	0.104	0.076	34.56	0.0310	0.1150
3	0.056	0.042	10.54	0.0047	0.0189	3	0.076	0.062	34.56	0.0155	0.0841
4	0.042	0.035	10.54	0.0024	0.0142	4	0.062	0.055	34.56	0.0077	0.0686
1	0.148	0.085	10.54	0.0214	0.0499	1	0.179	0.117	34.56	0.0686	0.1980
2	0.085	0.063	10.54	0.0072	0.0285	2	0.117	0.069	34.56	0.0531	0.1294
3	0.063	0.056	10.54	0.0024	0.0212	3	0.069	0.048	34.56	0.0232	0.0763
4	0.056	0.049	10.54	0.0024	0.0189	4	0.048	0.041	34.56	0.0077	0.0531
1	0.148	0.076	23.33	0.0527	0.1106	1	0.235	0.173	34.56	0.0686	0.2599
2	0.076	0.070	23.33	0.0056	0.0579	2	0.173	0.090	34.56	0.0918	0.1913
3	0.070	0.056	23.33	0.0105	0.0523	3	0.090	0.055	34.56	0.0387	0.0995
4	0.056	0.049	23.33	0.0052	0.0418	4	0.055	0.048	34.56	0.0077	0.0531
1	0.116	0.075	23.33	0.0306	0.0867	1	0.179	0.124	34.56	0.0608	0.1980
2	0.075	0.055	23.33	0.0149	0.0560	2	0.124	0.076	34.56	0.0531	0.1371
3	0.055	0.048	23.33	0.0052	0.0411	3	0.076	0.055	34.56	0.0077	0.0232
4	0.048	0.024	23.33	0.0052	0.0359	4	0.055	0.048	34.56	0.0608	0.0077
1	0.184	0.129	23.33	0.0411	0.1374						
2	0.129	0.041	23.33	0.0657	0.0657						
3	0.041	0.034	23.33	0.0052	0.0456						
4	0.034	0.024	23.33	0.0075	0.0403						

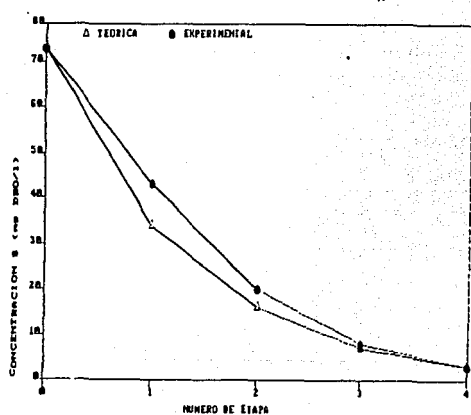
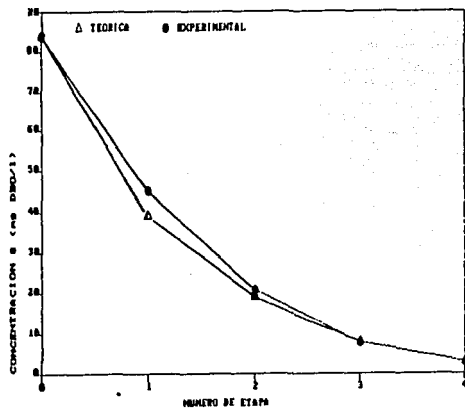
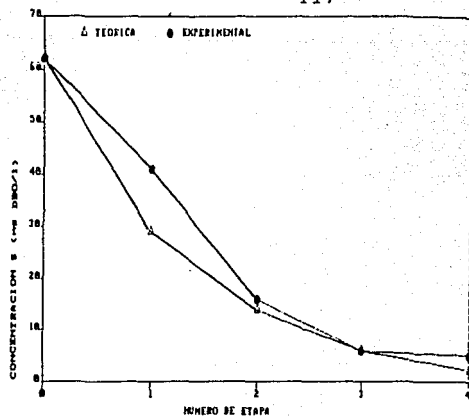
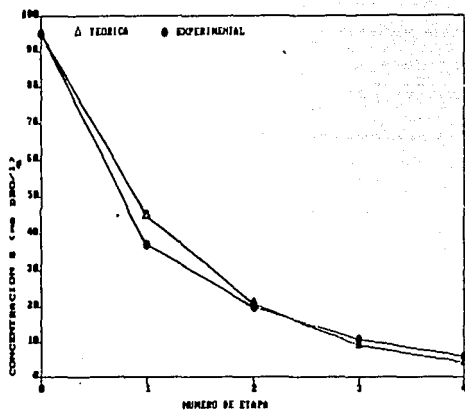


Fig A1. Simulación con el modelo de Stover y Kincannon para la primera corrida

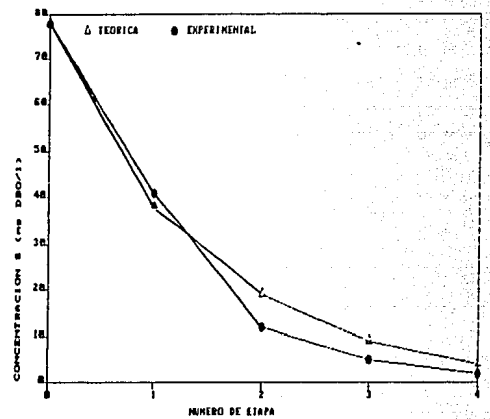
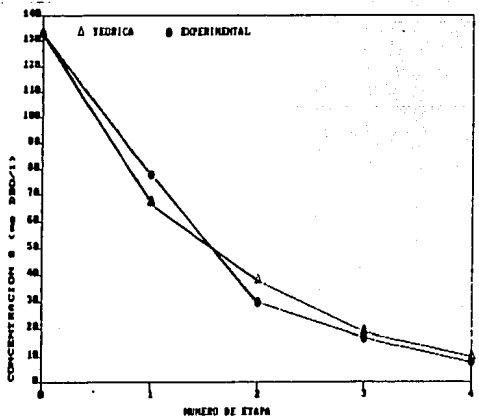
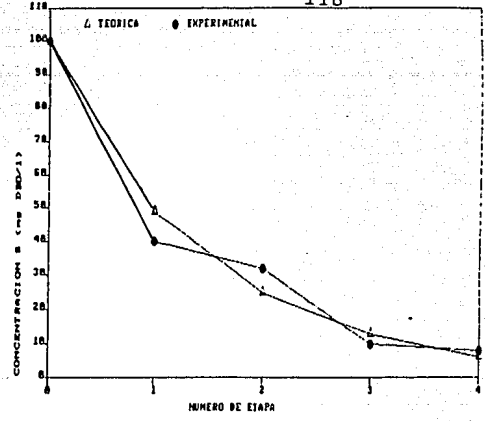
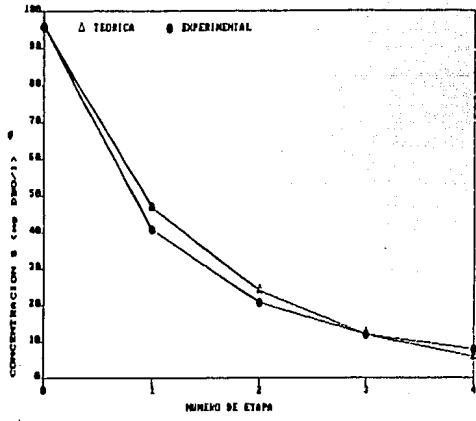


Fig A2. Simulación con el modelo de Stover y Kincannon para la segunda corrida

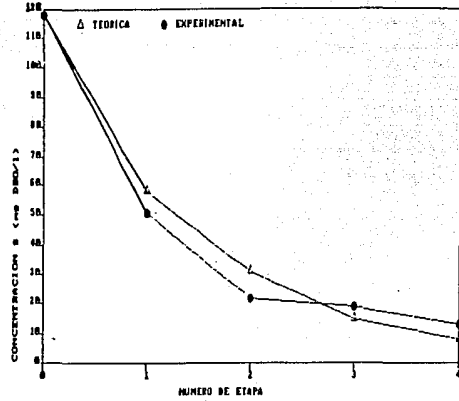
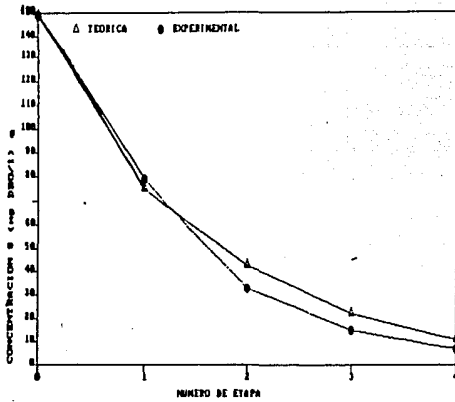


Fig A2. Simulación con el modelo de Stover y Kincannon para la segunda corrida

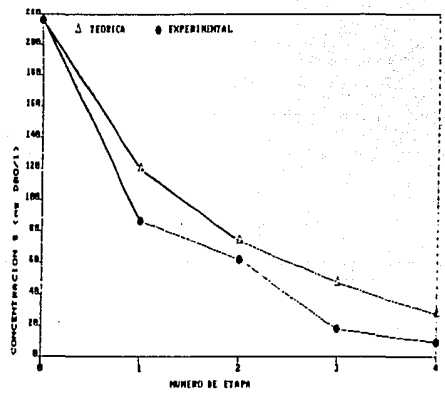
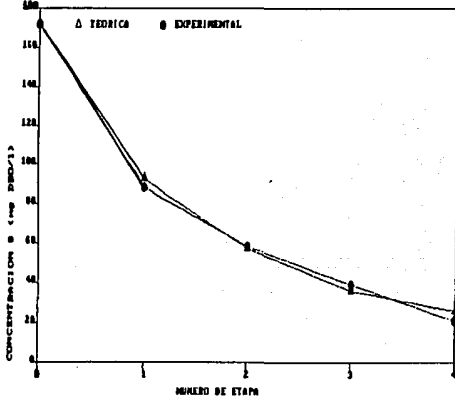


Fig A3. Simulación con el modelo de Stover y Kincannon para la tercera corrida

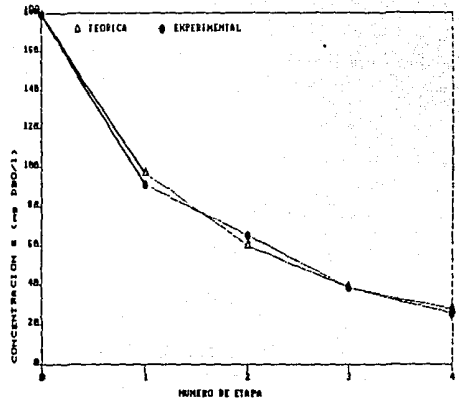
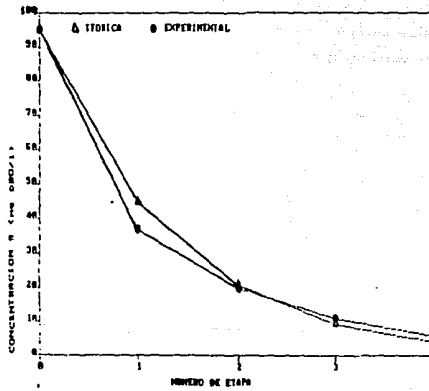
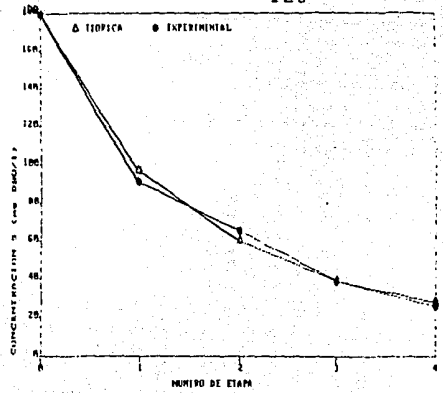
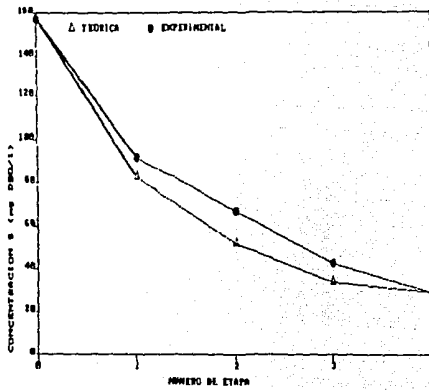


Fig A3. Simulación con el modelo de Stover y Kincannon para la tercera corrida