

24.25

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**

**DISEÑO DE BIODISCOS**



**EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUIMICA**

**T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A  
JOSE GABRIEL ELIAS CASTRO**

1987



## **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

<b>1. INTRODUCCION</b> .....	<b>1</b>
<b>1.1 Problemática</b> .....	<b>1</b>
<b>1.2 Objetivos y alcances</b> .....	<b>4</b>
<b>1.3 Contenido</b> .....	<b>5</b>
<b>2. PROCESOS BIOLÓGICOS PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS DE DESECHO</b> .....	<b>7</b>
<b>2.1 Generalidades</b> .....	<b>7</b>
<b>2.2 Diferentes tipos de procesos biológicos</b> .....	<b>10</b>
<b>2.2.1 Procesos de flóculos suspendidos</b> .....	<b>11</b>
2.2.1.1 El sistema de lodos activados .....	12
2.2.1.2 Lagunas de oxidación .....	13
2.2.1.3 Proceso de contacto anaerobio .....	14
<b>2.2.2 Procesos de película fija</b> .....	<b>15</b>
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 Biodiscos o reactores biológicos rotatorios .....	20
<b>3. BIODISCOS (REACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO)</b> .....	<b>21</b>
<b>3.1 Descripción del proceso</b> .....	<b>21</b>
<b>3.2 Historia y desarrollo</b> .....	<b>23</b>
<b>3.3 Factores que afectan la operación de biodiscos</b> .....	<b>26</b>
3.3.1 Temperatura .....	26
3.3.2 pH .....	30
3.3.3 Alcalinidad .....	31
3.3.4 Salinidad .....	32
3.3.5 Velocidad de giro .....	34
3.3.6 Número de etapas .....	39
3.3.7 Recirculación .....	41
3.3.8 Oxigenación .....	44
3.3.9 Carga hidráulica y carga orgánica .....	47

3.4 Ventajas y desventajas .....	53
3.4.1 Ventajas .....	54
3.4.2 Desventajas .....	57
4. MODELOS DE DISEÑO .....	59
4.1 Modelo de B. H. Kornegay .....	59
4.2 Modelo de Hartmann .....	63
4.3 Modelo de M. del Borghi .....	64
4.4 Método de R. Antonie .....	66
4.5 Modelo de Wu y Smith .....	69
4.6 Modelo de Stover y Kincannon .....	70
4.7 Modelo de E. Opatken .....	74
5. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO .....	79
5.1 Número de etapas .....	80
5.2 Velocidad de rotación .....	81
5.3 Volumen del tanque .....	82
5.4 Area superficial. Procedimiento general .....	83
5.4.1 Determinación de los parámetros cinéticos .....	84
5.4.1.1 Carga orgánica límite .....	86
5.4.1.2 Determinación de las constantes de eliminación de DBO o DQO para cada etapa .....	89
5.4.1.3 Determinación de las constantes cinéticas de nitrificación .....	91
5.4.2 Cálculo del área superficial .....	93
5.4.2.1 Eliminación de DBO carbonosa .....	94
5.4.2.2 Tratamiento combinado. Eliminación de DBO o DQO y nitrificación .....	98
5.4.3 Escalamiento .....	101
5.5 Caso particular. Desechos domésticos .....	102
5.5.1 Determinación del área superficial .....	103
5.5.1.1 Eliminación de DBO .....	103
5.5.1.2 Tratamiento combinado. Eliminación de DBO y nitrificación .....	105
5.5.2 Tamaño de la primera etapa .....	107

<b>6. DISCUSION Y CONCLUSIONES</b> .....	<b>112</b>
<b>7. REFERENCIAS</b> .....	<b>120</b>
<b>APENDICE A</b> .....	<b>126</b>

## **1. INTRODUCCION**

### **1.1 Problemática**

**El problema del suministro de agua en México está asociado al desarrollo de la planta productiva y al crecimiento vertiginoso de la población; en ambos casos la demanda de líquido aumenta día con día aumentando consecuentemente la generación de aguas de desecho procedentes de los usos doméstico 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 llegar a 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 sobreexplotadas. La sobreexplotación media anual va desde 0.5 hasta 900  $Mm^3$  (CPNH, 1981), teniendo un promedio aproximadamente de 106  $Mm^3/año$ . A pesar de representar una opción de abastecimiento de agua, la explotación de fuentes subterráneas es sumamente costosa, ofrece dificultades técnicas y en algunos casos, como el del D. F., es perjudicial, lo que obliga a recurrir con urgencia a fuentes superficiales. En el Valle de México también se practica una sobreexplotación de las fuentes subterráneas ( $\approx 500 Mm^3/año$ ) lo cual obligó a traer hacia la cuenca del Valle recursos de los ríos Lerma (10.7  $m^3/s$ ) y Cutzamala (4  $m^3/s$ ). Sin embargo, el déficit del líquido continúa debido al aumento de la demanda por el acelerado crecimiento de la población. Es esta necesidad social la que obliga a que el uso del agua potable sea orientada de manera preferencial hacia la población.

Debido a la necesidad de satisfacer la demanda social y a los esfuerzos enormes que deben hacerse 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, suprimirlo. Hoy en día, lejos de intentarlo, el desperdicio se ejerce de diversas maneras entre las que pueden señalarse las siguientes:

- Se utiliza un exceso de agua potable para transportar desechos resultantes de las actividades humanas domésticas,  $\approx 150 l/hab/d$  cuando podría emplearse sólo el 20% de éste 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, Cuautitlán y Lechería, se utiliza agua obtenida directamente de los pozos, para el riego agrícola (LAMA, 1986).
- Se utiliza agua potable en procesos de producción que podrían operar empleando aguas residuales tratadas.

Si se aprovecharan las aguas de desecho mediante tratamientos adecuados, los problemas de contaminación e insuficiencia se verían importantemente 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 proceso de biodiscos, al ser un sistema biológico para tratamiento de aguas residuales es una alternativa para obtener agua reutilizable a partir de aguas residuales. El proceso puede utilizarse tanto para la eliminación de la demanda bioquímica de oxígeno soluble y del nitrógeno amoniacal como para la desnitrificación de efluentes nitrificados. Como alternativa de tratamiento secundario, el uso del proceso de biodiscos se ha



incrementado considerablemente desde su aparición a nivel internacional en los años sesenta debido a su alta efectividad y gran versatilidad en el tratamiento de aguas residuales. Sin embargo, en México, el proceso es una tecnología prácticamente desconocida y además extranjera, por lo cual la inversión debe considerar los costos de importación.

El aspecto de la importación se ha resuelto en otros trabajos desarrollados en el Instituto de Ingeniería de la UNAM, en los cuales se ha demostrado que pueden construirse unidades de biodiscos utilizando materiales de fabricación nacional (NOROUZIAN et al, 1985; GONZALEZ, 1986).

## 1.2 Objetivos y alcances

Los objetivos y alcances de este trabajo son:

- 1) Ofrecer elementos de análisis de las variables que afectan la operación de un biodisco y, con base en ellos, profundizar en la comprensión y manejo de los fenómenos que se llevan a cabo durante el proceso.
- 2) Establecer un procedimiento general de diseño que sirva de base para la fabricación de biodiscos en el país y de esta manera contribuir a eliminar la importación de tecnología dentro del ramo de tratamiento de aguas de desecho.

El trabajo pretende ser una contribución a la solución de

problemas tecnológicos al abrir la posibilidad de diseñar un proceso de tratamiento que proporcione efluentes que pueden ser utilizados o bien puedan ser vertidos a los cuerpos hidráulicos naturales sin ocasionar daños por contaminación. El proceso se considera adecuado a las necesidades de un país subdesarrollado en el cual no se tiene al personal calificado que se requiere para operar y mantener otro tipo de proceso de tratamiento ni se cuenta con los recursos para solventar los gastos de importación.

Este trabajo puede ser utilizado como un manual de diseño con el cual se determinen las especificaciones de un biodisco para tratar aguas residuales de cualquier tipo, siempre y cuando los principales contaminantes sean de origen orgánico.

### 1.3 Contenido

A continuación se presenta un breve resumen del contenido de este trabajo.

Con la idea de ubicar al proceso de biodiscos dentro del panorama de los diversos sistemas de tratamiento, el capítulo 2 presenta los aspectos generales del tratamiento de aguas residuales y una descripción general de los diferentes procesos de tipo secundario.

En el capítulo 3 se expone con detalle el proceso de biodiscos. Se presentan los conceptos básicos de su operación, la historia de su desarrollo y, con base en la literatura se analizan las variables que afectan el proceso. También se comparan sus características

operacionales frente a otros procesos.

Considerando que el parámetro de diseño más importante es el área superficial cubierta por microorganismos, el capítulo 4 presenta un resumen de varios modelos que se han propuesto para determinarla y, se incluyen comentarios cuando se considera pertinente.

Con base en los capítulos 3 y 4, en el capítulo 5 se describen dos procedimientos para el diseño de biodiscos: el primero se refiere a un caso general, en el cual las características del agua de desecho a tratar pueden ser cualesquiera; el segundo es un procedimiento empírico que está limitado al tratamiento de aguas de tipo doméstico. En el primer caso se propone que, por medio de un estudio experimental a nivel piloto, se determinen los parámetros cinéticos asociados al tipo de aguas de desecho por tratar. Se especifican las variables que deben controlarse durante la experimentación y la forma en que debe manejarse la información obtenida experimentalmente para obtener los parámetros cinéticos antes mencionados. En el segundo caso, para el procedimiento empírico de diseño, se señalan los pasos por seguir para la determinación del área superficial utilizando las relaciones empíricas que, en forma gráfica, existen entre algunas variables.

## **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 permite 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 sedimentación de sólidos con mayor densidad que el agua y en la flotación de los sólidos o líquidos con menor densidad que ésta.
- 3) Tratamiento secundario. El tratamiento secundario consiste fundamentalmente en uno o varios procesos en los cuales la eliminación de contaminantes se lleva a cabo gracias a la actividad biológica de microorganismos. El tratamiento biológico se usa principalmente para eliminar sustancias orgánicas biodegradables (en forma coloidal o disueltas) presentes en las aguas de desecho. Básicamente las sustancias son convertidas en gases ( $\text{CO}_2$  y  $\text{NH}_3$  en procesos aerobios,  $\text{CH}_4$  en procesos anaerobios), agua y células biológicas 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 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 sobre carbón activado, el intercambio iónico y la ósmosis inversa.

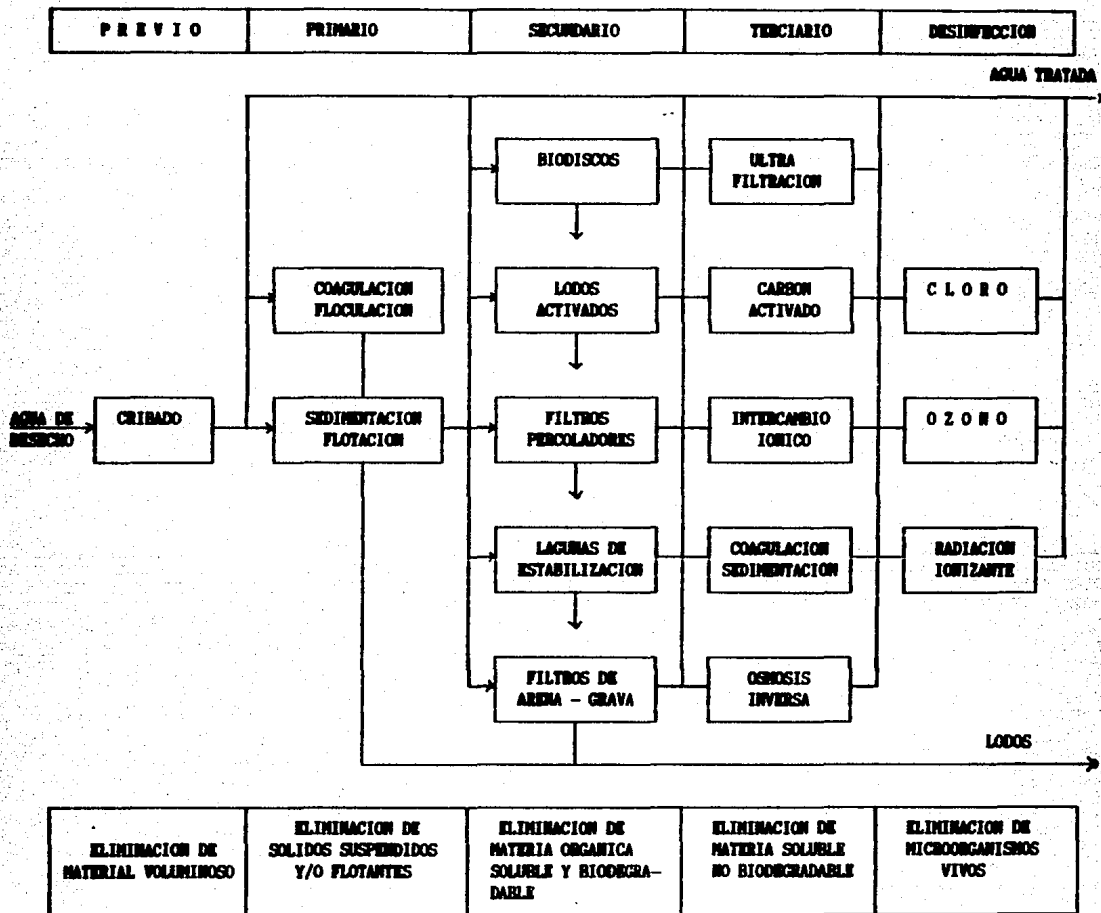


Figura 2.1 Clasificación de los tratamientos de aguas residuales

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.

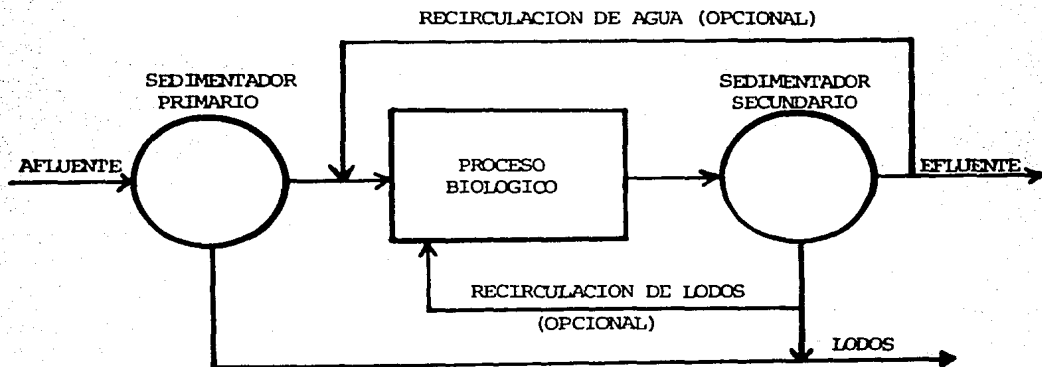


Figura 2.2 Diagrama general del tratamiento secundario.

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

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

Tabla 2.1 PROCESOS BIOLÓGICOS PARA TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.

DISTRIBUCION DE LA BIOMASA	METABOLISMO	
	AEROBIO	ANAEROBIO
PELICULA FIJA	-Biodiscos -Filtro Percolador -Filtro de Arena	-Reactor empacado
FLOCULOS SUSPENDIDOS	-Lodos Activados -Lagunas de Oxidación	-Digestor Anaerobio -Contactor Anaerobio

A continuación se describen algunos de los procesos biológicos utilizados comúnmente.

### 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 un sedimentador, como se muestra en la figura 2.3.

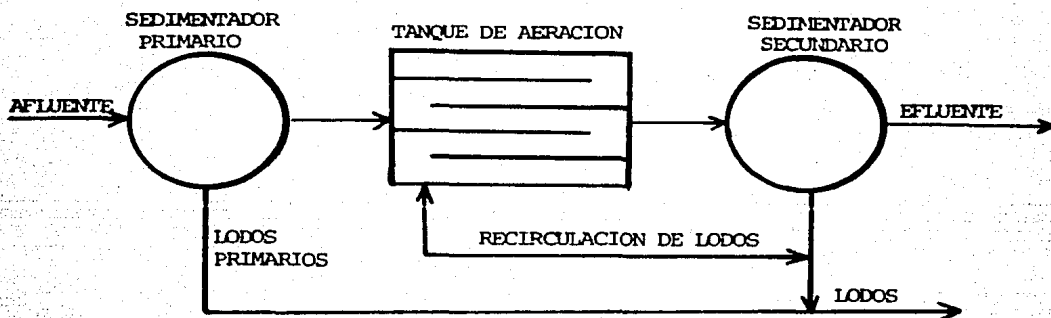


Figura 2.3 El proceso de lodos activados.

El agua de desecho se alimenta al reactor, en donde entra en contacto con la población microbiana, la cual se encuentra suspendida y formando flóculos. 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 una laguna de oxidación.

La materia orgánica que entra al sistema es oxidada por las bacterias produciéndose  $\text{NH}_3$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  y otros productos finales del metabolismo aerobio; 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 genera la estabilización del material de desecho que entra al sistema.

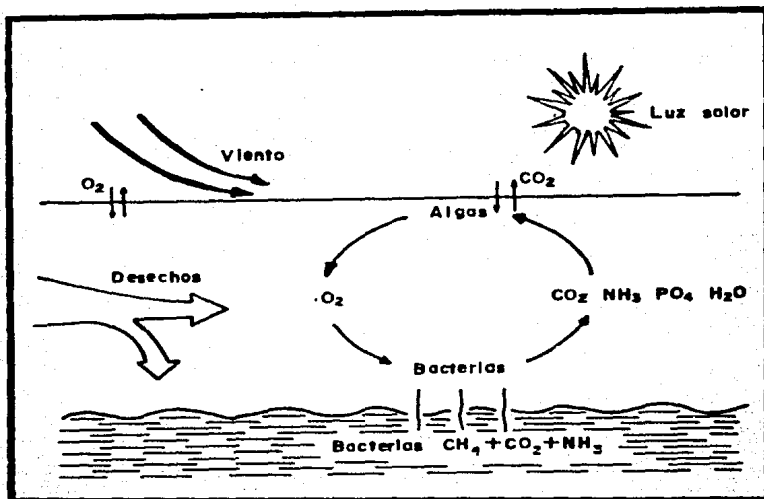


Figura 2.4 Diagrama esquemático de una laguna de oxidación.

### 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 aeración con el de sedimentación, están cerrados para evitar el acceso de oxígeno atmosférico al sistema (ver figura 2.5).

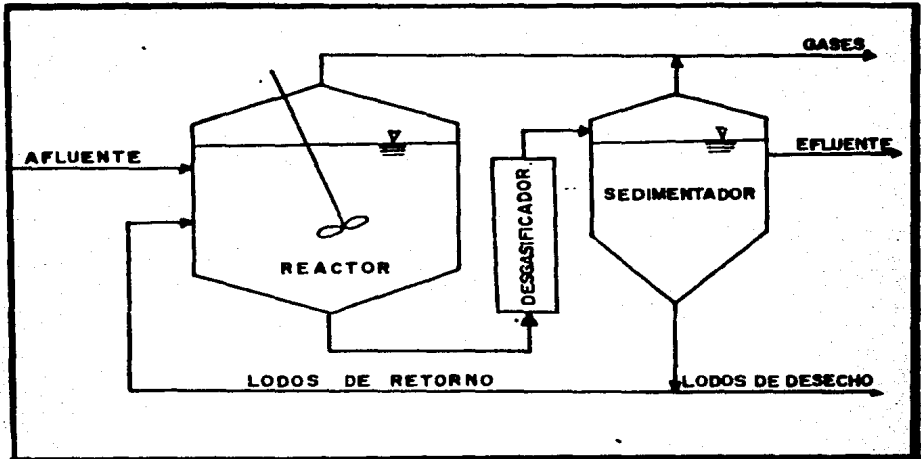


Figura 2.5 Proceso de contacto anaeróbico.

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 los que utilizan los productos resultantes de la acidogénesis para generar  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}_2$ .

### 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.

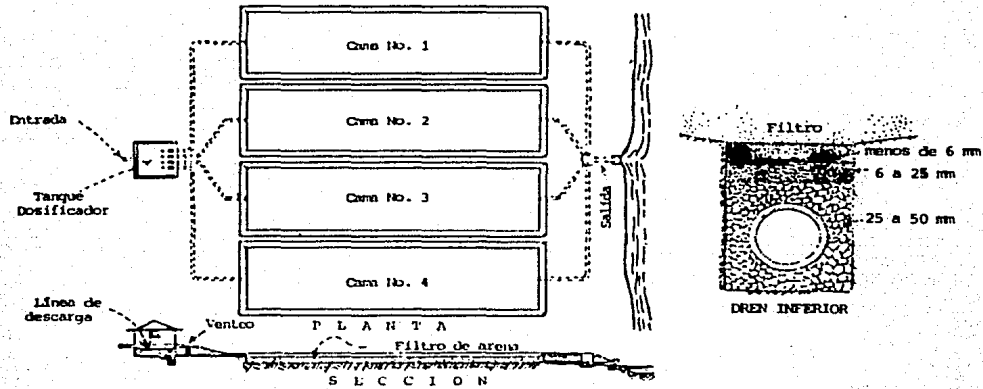


Figura 2.6 Filtro intermitente de arena.

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 gránulos absorbe 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).

#### 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 y, posteriormente, la asimilación y degradación 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 (rociador) 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.

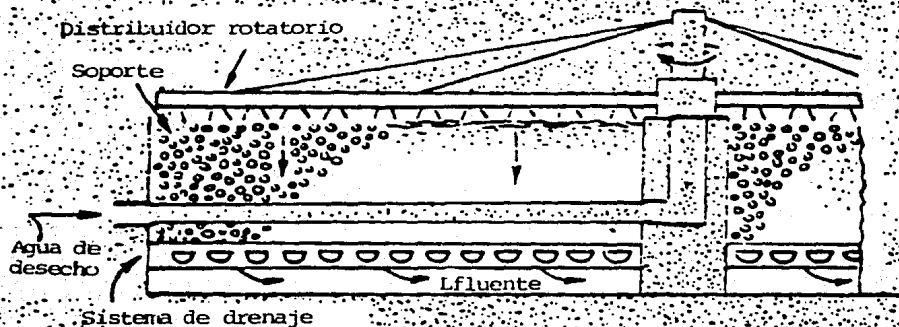


Figura 2.7 Filtro percolador.

### 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.

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

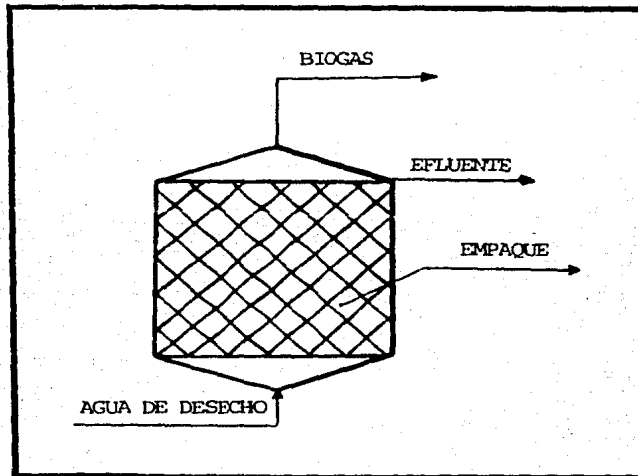


Figura 2.8 Reactor anaerobio empacado.

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 una zonación de la composición microbiana con respecto a la altura, 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.

#### 2.2.2.4 Biodiscos o reactores biológicos rotatorios

De acuerdo con las clasificaciones mencionadas en este capítulo, el proceso de biodiscos es un proceso biológico de tipo aerobio y de película fija para el tratamiento secundario de aguas residuales.

Es posible utilizar el sistema de biodiscos para eliminación de carbón orgánico (DBO) y de compuestos nitrogenados ( $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{NO}_2^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ) bajo condiciones aerobias o anaerobias.

En el siguiente capítulo se analizan detalladamente las características de este proceso, el cual es el objeto de este trabajo.

### **3. BIODISCOS (REACTOR BIOLÓGICO ROTATORIO)**

#### **3.1 Descripción del proceso**

Originalmente, el sistema de biodiscos consistía 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 3.1).

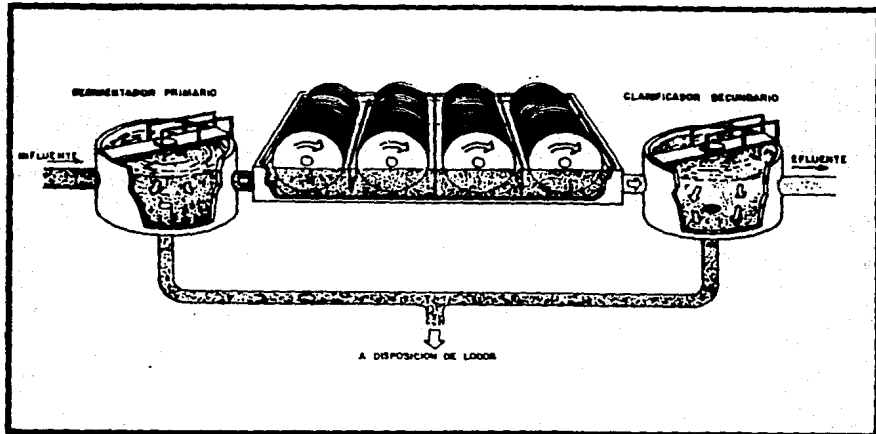


Figura 3.1 El proceso de biodiscos.

Al girar, los discos y la película biológica entran en contacto, de forma alternada, con el agua de desecho que 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 inserciones 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. 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 absorbe 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 desprende de los discos debido a las fuerzas cortantes originadas 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 oxigenación del medio.

### 3.2 Historia y desarrollo

El reactor biológico rotatorio para tratamiento de agua de desecho fue concebido y patentado originalmente en Alemania por Weigand en 1900. Su patente describe un cilindro constituido por tablas de madera. Sin embargo no se construyeron unidades hasta que en 1930 Bach e Imhoff lo utilizaron para mejorar la eficiencia de los tanques Emscher (ROQUES, 1979).

En 1929, en los Estados Unidos, J. Doman publica los resultados de sus pruebas sobre discos metálicos rotatorios, siendo esta la primera vez que se investigó en discos como medio de soporte, pero

los resultados no fueron alentadores y la investigación se suspendió (ANTONIE, 1976).

No aparecen trabajos importantes sino hasta la década de los cincuentas en la que investigadores alemanes comienzan a investigar con discos rotatorios de plástico. En la universidad de Stuttgart investigadores alemanes prueban extensivamente discos de plástico y madera de 1 m de diámetro. Un mejoramiento posterior debido a Pöpel y Hartmann utiliza poliestireno expandido y entonces se inicia la aplicación comercial (HARTMANN, 1960).

En 1957 la compañía J. Stengel en Alemania Occidental fabrica discos de 2 y 3 m de diámetro y la primera instalación comercial se hace en 1960. El proceso aún no era competitivo con el de lodos activados debido a los altos costos de construcción (AUTOTROL, 1978).

Durante el principio de los años sesenta, en Estados Unidos la división de investigación de la compañía Allis-Chalmers investiga el uso de discos rotatorios para diversas aplicaciones en procesos químicos. Llamaron a su proceso "Contactador de dos fases" (TPC) y fue utilizado para absorción de gases, extracción líquido-líquido y otras aplicaciones de transferencia de masa. Eventualmente se utilizó para estudiar la transferencia de oxígeno. Durante el verano de 1965 se evaluó un sistema con discos de 1 m de diámetro en la planta de Jones Island en Winsconsin. El equipo se utilizó fundamentalmente para la transferencia de oxígeno dentro de un proceso de aeración y luego fue probado sin recirculación y con

biomasa adherida (i. e. como un "contactor biológico"). Experimentos posteriores confirmaron los resultados favorables de estas primera pruebas. El proceso fue designado como "Rotating Biological Contactor" (RBC), (PETERS et al, 1982)

En 1968 se establece un acuerdo de licencia entre la compañía Allis-Chalmers y los fabricantes alemanes para la producción, venta y distribución en los E.U.A. El proceso se vende bajo el nombre comercial de Bio-Disc.

En 1970 Allis-Chalmers vende la tecnología de RBC a la Corporación Autotrol. Entonces el proceso aún no era competitivo con el de lodos activados debido al alto costo del poliestireno. Sin embargo, en 1972, Autotrol anuncia el desarrollo de un nuevo material de soporte construido con hojas corrugadas de polietileno. La densidad de área superficial se ve aumentada de  $52.5 \text{ m}^2/\text{m}^3$  del disco de poliestireno a  $121 \text{ m}^2/\text{m}^3$  del nuevo material (PETERS et al, 1982).

En la literatura es frecuente encontrar el nombre del sistema como: discos biológicos rotatorios, superficies biológicas rotatorias, biodiscos, bio-discos, discos rotatorios biológicos reactores biológicos rotatorios, filtros rotatorios y marcas comerciales como BioSurf, AeroSurf, Surfact y BioSpiral.

En el presente trabajo se utilizará el nombre de "Biodisco" por ser el nombre más comúnmente utilizado en México.

### 3.3 Factores que afectan la operación de biodiscos

#### 3.3.1 Temperatura

El efecto de la temperatura sobre la operación del biodisco, es variado y afecta de forma diferente a los siguientes factores:

- a) 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.
- b) Viscosidad del fluido. Al disminuir la temperatura aumenta la viscosidad del agua y se requiere más energía para mantener constante la velocidad de giro del biodisco. No hay estudios cuantitativos sobre este fenómeno en biodiscos.
- c) Desprendimiento masivo de la biopelícula. PANO et al (1983) informa que cuando se tienen cargas orgánicas bajas (7 kg DQO/d·1000m<sup>2</sup>) y la temperatura es de 20°C o más se observa una disminución notable en la cantidad de biomasa en la superficie de los discos debido al desprendimiento masivo de la película biológica. Dicho desprendimiento no debe confundirse con el desprendimiento del exceso de población mencionado en el capítulo 3.1, este último se debe al efecto de las fuerzas cortantes ocasionadas por la rotación mientras que el primero

está relacionado con la escasez de nutrientes, la cual origina condiciones de inestabilidad en la adherencia.

- d) 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 viceversa. 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 Van't Hoff-Arrhenius, ecuación 3.1:

$$\frac{d(\ln k)}{dt} = \frac{\Delta E}{RT^2} \quad (3.1)$$

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:

$$k_1 = k_2 e^{\frac{\beta(T_1 - T_2)}{R}} \quad (3.2)$$

donde



- $k_1$  constante cinética evaluada a la temperatura  $T_1$ ;  
 $\beta$  factor de temperatura =  $e^{E/T_1 T_2}$ .

Eckenfelder propone una forma simplificada de la ecuación 3.2 para filtros rociadores en donde considera los 20°C como temperatura de referencia (ELLIS et al, 1976)

$$E_T = E_{20} (1.035)^{(T-20)} \quad (3.3)$$

donde

- $E_T$  eficiencia del filtro biológico a la temperatura  $T$ ;  
 $E_{20}$  eficiencia del filtro biológico a 20°C;

ELLIS et al (1976) informa que el efecto de la temperatura es más significativo abajo de 18°C que sobre este valor. Utilizando la expresión de Eckenfelder encuentra que:

$$\frac{E_T}{E_{T_2}} = 1.006^{(T_1 - T_2)} \quad \text{para } 11 < T < 18^\circ\text{C} \quad (3.4)$$

$$\text{y } \frac{E_T}{E_{T_2}} = 1.002^{(T_1 - T_2)} \quad \text{para } 18 < T < 27^\circ\text{C} \quad (3.5)$$

Como puede apreciarse, los efectos de la temperatura sobre la eficiencia son más drásticos para temperaturas inferiores a 18°C que para temperaturas superiores a este valor.

PANO et al (1983) encuentra que la tasa de eliminación de DBO y la temperatura se relacionan según:

$$R_T = R_{20} (1.09)^{(T-20)} \quad (3.6)$$

donde

$R_T$  tasa de eliminación de DBO a la temperatura  $T$ ;

$R_{20}$  tasa de eliminación de DBO a 20°C.

La influencia que puede tener la temperatura sobre la actividad metabólica de los microorganismos heterótrofos y autótrofos es diferente para cada uno de ellos. Comparativamente, el efecto de la temperatura es mayor sobre la rapidez de la nitrificación que sobre la rapidez de eliminación de carbono. La rapidez de la nitrificación decrece alrededor de 50 % por cada 10°C que se reduce la temperatura del agua de desecho por debajo de los 30°C (HITDLEBAUGH et al, 1981). NOROUZIAN (1983) afirma que la actividad de las bacterias nitrificantes se acelera conforme la temperatura aumente entre 12°C y 20°C, pero arriba de este último valor ya no se observa ningún aumento significativo de la actividad metabólica. PANO et al (1983) informa que el desarrollo de bacterias nitrificantes será impedido si la temperatura está por debajo de 5°C, y que la relación entre temperatura y tasa de nitrificación está dada por

$$R_T = R_{20} (1.11)^{(T-20)} \quad (3.7)$$

En cuanto al proceso en general, AUTOTROL (1978) informa que si el agua de desecho es tratada entre 12°C y 32°C la operación se lleva a cabo de forma satisfactoria. Si la temperatura de proceso está por debajo de 12°C la eficiencia del tratamiento decrecerá

significativamente. Por arriba de 32°C la población bacteriana cambia de bacterias mesófilas a termófilas, las cuales son menos eficientes en la eliminación de contaminantes.

### 3.3.2 pH

ANTONIE (1976) informa que el intervalo de pH donde se tiene una eficiencia óptima es entre 6.5 y 8.5. Painter (citado por HITDLEBAUGH et al, 1981) afirma que el proceso de nitrificación cesa cuando el pH toma valores entre 6.3 y 6.7, mientras que Andrews (citado por HITDLEBAUG et al, 1981) muestra que los valores de pH entre 5.2 y 7.2 reducen marcadamente la oxidación del amoníaco. FRIEDMAN et al (1979) informa 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 de debe probablemente a la producción de ácidos orgánicos y dióxido de carbono en las primeras etapas y la segunda es ocasionada por el proceso de nitrificación.

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

ANTONIE (1976) recomienda mantener la alcalinidad al menos 7 veces mayor que la concentración de amoníaco en la entrada con el objeto de permitir la nitrificación completa sin ser afectada por cambios

de pH.

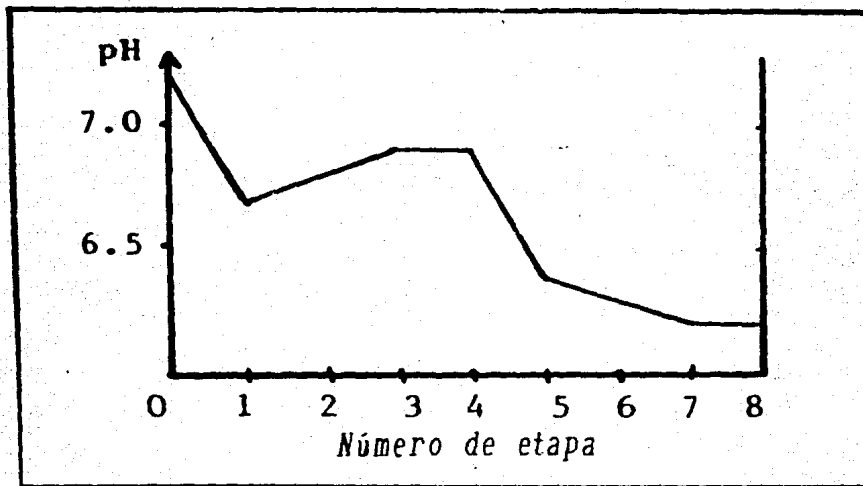


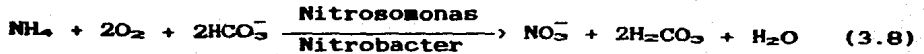
Figura 3.2 Perfil del pH en un biodisco (FRIEDMAN et al, 1979)

En relación con el comportamiento bacteriano el pH tiene un efecto selectivo. NOROUZIAN (1983) informa que el intervalo de pH para el desarrollo de bacterias nitrificantes está entre 5 y 10 con un óptimo en 7.5. Sin embargo, Sawyer et al (1973) y Engel et al (1958) (citados por HITDLEBAUGH et al, 1981) opinan que el pH óptimo para el proceso de nitrificación está entre 8 y 9, y entre 7 y 9 respectivamente.

### 3.3.3 Alcalinidad

Se mencionó anteriormente que la alcalinidad de las aguas de desecho funciona como amortiguador contra los cambios de pH en un

biodisco. Considerando la oxidación de amoníaco por bacterias nitrificantes, se observa que se requiere bicarbonato para la oxidación de amoníaco como se describe en la siguiente reacción:



Al formarse nitratos se produce ácido carbónico; este cambio inducido microbiológicamente en el sistema tamponado por carbonatos ocasiona la destrucción de alcalinidad de 7.1 mg (como  $\text{CaCO}_3$ ) por cada mg de amoníaco oxidado (EPA, 1975). Como el proceso de nitrificación reduce la alcalinidad y produce ácido carbónico, el pH puede bajar inclusive de 6.0 y afectar de manera drástica la nitrificación. Este decremento en el pH puede prevenirse o minimizarse por aeración para eliminar el  $\text{CO}_2$  del sistema y/o asegurando un exceso de alcalinidad (HITDLEBAUGH et al, 1981).

Comúnmente las aguas de desecho domésticas tienen una alcalinidad entre 150 y 200 mg/l (como  $\text{CaCO}_3$ ). Su capacidad amortiguadora es suficiente para permitir el desarrollo eficiente de los procesos degradativos y de nitrificación.

### 3.3.4 Salinidad

POON (1979) en un estudio sobre aguas de desecho domésticas con alto grado de salinidad evalúa la capacidad de la unidad de biodiscos para tratar agua con tales características. Encuentra

que la concentración de iones cloruro ( $\text{Cl}^-$ ) está relacionada de forma inversa con la DBO en el efluente. A mayores concentraciones de cloruros, menores valores de DBO en el efluente. Efectuó estudios con concentraciones de cloruro desde 100 hasta 11 600  $\text{mg/l}$ . El sistema produjo efluentes con valores de DBO inferiores a 30  $\text{mg/l}$  cuando la concentración de cloruros se mantuvo entre 8 600 y 11 600  $\text{mg/l}$ . Para una concentración de cloruro de 100  $\text{mg/l}$  la DBO en el efluente puede alcanzar valores mayores de 30  $\text{mg/l}$ , como se puede apreciar en la figura 3.3.

Poon interpretó el efecto y estableció que no se debe a la baja concentración de cloruros (o a la ausencia de éstos), sino más bien a las fluctuaciones de la concentración de ellos en el proceso.

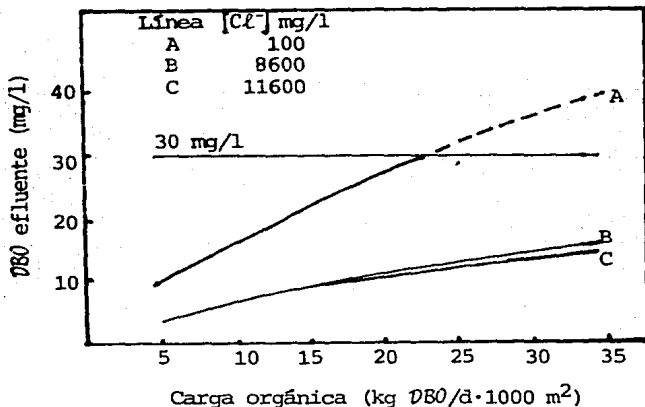


Figura 3.3 Efecto de la carga orgánica sobre la calidad del efluente bajo diferentes condiciones de salinidad.

Se puede esperar que el proceso de biodiscos funcione

satisfactoriamente con aguas de desecho salinas produciendo efluentes con la calidad deseada en un proceso secundario.

### 3.3.5 Velocidad de giro

Los primeros experimentos con biodiscos dieron como resultado la recomendación de que la velocidad periférica óptima para diseño debía ser 0.3 m/s (ANTONIE, 1976). Posteriormente otros investigadores encontraron que la rapidez de utilización de sustrato aumenta con la velocidad de rotación ya que velocidades altas mejoran la transferencia de oxígeno (FRIEDMAN et al, 1979).

BINTANJA et al (1975) presenta datos experimentales que muestran el mejoramiento de la transferencia de oxígeno al aumentar la velocidad de rotación. El efecto lo describe la siguiente relación (adaptación hecha por FRIEDMAN et al, 1979):

$$\ln K_L = a \ln \Omega + b \quad (3.9)$$

donde

$K_L$  coeficiente de transferencia de oxígeno;

$\Omega$  velocidad angular (RPM);

a, b constantes experimentales, mayores que cero.

Los resultados sugieren que, al aumentar la velocidad periférica de rotación, el coeficiente de transferencia de oxígeno aumenta y la eficiencia de eliminación aumenta también proporcionalmente.

FRIEDMAN et al (1979), trabajando en un sistema de biodiscos con ocho etapas, evaluó el efecto de la velocidad de giro para

diferentes cargas hidráulicas y orgánicas. Este estudio es uno de los más completos que existen en lo que concierne a la velocidad de rotación. En él se concluye que:

- a) La concentración de oxígeno disuelto cambia a lo largo del reactor (en cada etapa) y, si depende de la velocidad periférica de rotación. La figura 3.4 muestra el perfil de las concentraciones de oxígeno disuelto para diferentes velocidades cuando la carga orgánica es  $37.2 \text{ g DGO/d}\cdot\text{m}^2$ .

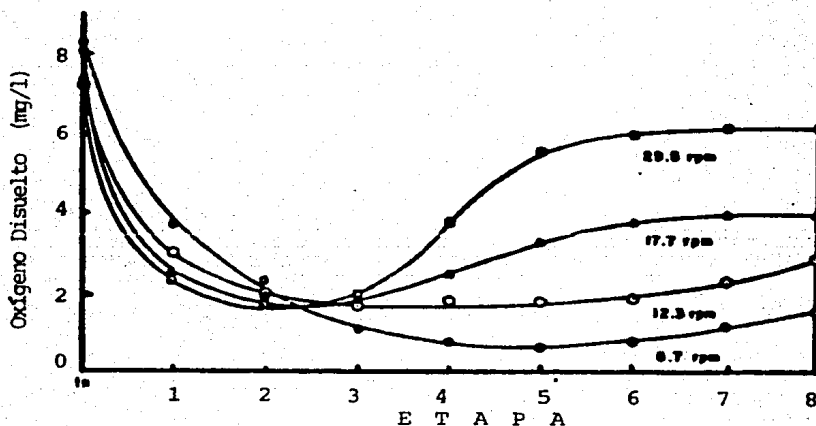


Figura 3.4 Perfiles de oxígeno disuelto a diferentes velocidades periféricas de rotación.

- b) En todos los casos estudiados la eficiencia de eliminación de materia orgánica es mayor al aumentar la velocidad periférica. El efecto es más notable cuando se tiene cargas orgánicas y/o



hidráulicas altas. Lo anterior se puede observar en la figura 3.5.

En la figura 3.5A se observa que para una carga de 10.5 g DGO/d·m<sup>2</sup> no hay mucha diferencia entre la velocidad inferior (6 RPM) y la más alta (30 RPM). En las figuras 3.5B (20.5 g DGO/d·m<sup>2</sup>) y 3.5C (40 g DGO/d·m<sup>2</sup>) se observa claramente que a mayor velocidad el sistema elimina la materia orgánica en menos etapas.

c) La relación entre K,  $\theta$ , C y  $\Omega$  tiene la siguiente forma

$$K = \ln \Omega (b + a \ln [\theta C_1]) \quad (3.10)$$

donde

- K constante de eliminación (L<sup>3</sup>/T);
- $\theta$  tiempo de retención hidráulica (T);
- C<sub>1</sub> concentración de sustrato (como DGO) en el influente (M/L<sup>3</sup>);
- a, b constantes numéricas experimentales (a < 0).
- $\theta C_1$  llamado "factor de carga" por Friedman.

En el intervalo para  $\Omega$  donde la ecuación es válida es entre 0.09 y 0.47 m/s. La ecuación muestra que al aumentar  $\Omega$  la constante de eliminación K también aumenta. Es importante hacer notar que el término que incluye al factor de carga es negativo, lo cual significa que al aumentar la carga orgánica la contribución de este término es mayor y el valor de K decrece.

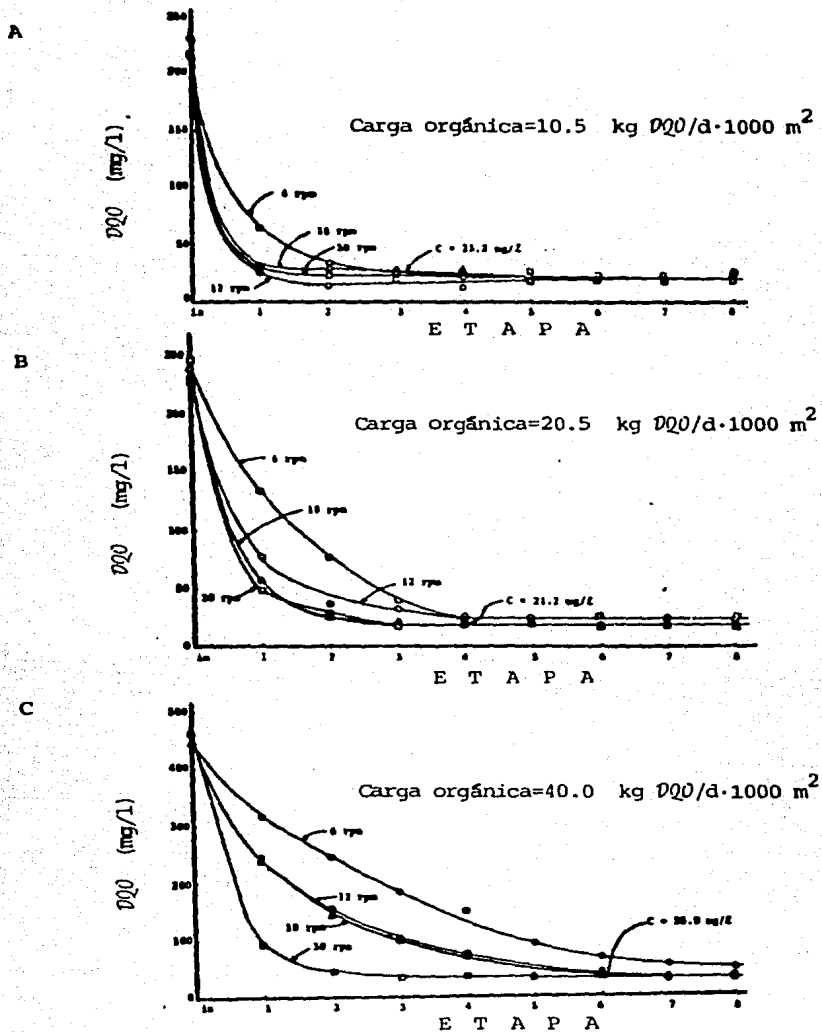


Figura 3.5 Eliminación de DQO al variar la velocidad de giro bajo diferentes cargas orgánicas.

FUJIE et al (1983) define el concepto de "economía de potencia" ( $W/P_w$ ) como la cantidad de sustrato eliminado por cada unidad de potencia consumida y encuentra que los resultados experimentales sugieren un comportamiento como el que se muestra en la figura 3.6.

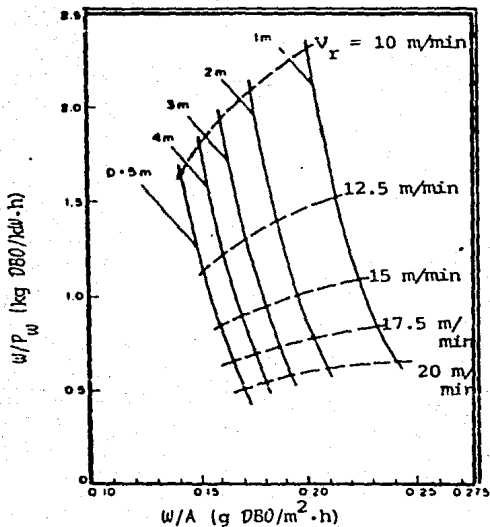


Figura 3.6 Relación entre la tasa de eliminación de DBO por unidad de área ( $W/A$ ) y la economía de potencia ( $W/P_w$ ).

Como puede observarse, para un biodisco con un diámetro determinado, al aumentar la velocidad de rotación aumenta la capacidad de eliminación de DBO por unidad de área pero la economía de potencia disminuye.

### 3.3.6 Número de etapas

Dividir el proceso de biodiscos en etapas hace más eficiente la utilización del área de contacto. Esto implica utilizar varias unidades conectadas en serie (reactores en cascada). ANTONIE (1976) señala que, al experimentar con dos unidades de biodiscos con igual área superficial total, una dividida en dos y la otra en cuatro etapas, la última eliminó el 85 % de la DBO mientras que la primera eliminó sólo el 75 %. Posteriormente se ha confirmado que un equipo multietapas requiere menos área superficial de contacto para dar un porcentaje determinado de eliminación de contaminantes (CHESNER et al, 1982).

Una característica importante de un biodisco dividido en etapas es que permite que la película biológica contenga diferentes tipos de poblaciones bacterianas en cada etapa y cada una de estas poblaciones está especializada en la degradación del sustrato presente en la etapa correspondiente.

La tasa de crecimiento de los microorganismos es más alta en la primera etapa y disminuye en cada una de las etapas subsecuentes. Lo mismo sucede con la tasa de eliminación de DBO hasta que su concentración llega a un nivel en el cual el crecimiento de microorganismos enfrenta serias limitaciones. Además, la composición microbiana de la película cambia, predominando en las primeras etapas poblaciones de organismos heterótrofos y en las últimas, bacterias autótrofas (nitrificantes) (ANTONIE, 1976; ALLEMAN et al, 1982; HITDLEBAUGH et al, 1981; BANDY et al, 1983;

PRETORIUS, 1971).

CLARCK et al (1978) encontró que en las primeras dos etapas los procesos de nitrificación no se llevan a cabo o lo hacen con poca intensidad, pero por lo general, más del 80% del nitrógeno amoniacal es convertido en nitritos y nitratos en las dos últimas.

Considerando que el sistema es un reactor biológico, la acción de dividir el proceso en etapas contribuye a mejorar el comportamiento hidráulico, puesto que se tiene una serie de tanques perfectamente mezclados y la distribución del tiempo de residencia se aproxima al comportamiento tipo flujo-pistón.

Con base en lo expuesto anteriormente se puede pensar que lo mejor es hacer un biodisco con muchas etapas. Sin embargo, en un estudio con un biodisco de diez etapas TORPEY et al (1971) señala que los efectos de organismos predadores (protozoarios, rotíferos, nemátodos) llegan a ser importantes en las últimas cuatro etapas, las cuales presentaban espacios sin bacterias en la superficie de los discos. La magnitud y frecuencia de los espacios dependía de los crecimientos relativos de predadores versus bacterias.

Los resultados obtenidos en los estudios de TORPEY et al (1971) y en los de FRIEDMAN et al (1979) sugieren que en un sistema de biodiscos con 4 ó 5 etapas se obtiene prácticamente la misma eficiencia de eliminación que en un sistema con más etapas. Un trabajo más reciente establece que el área requerida es suficiente con cuatro etapas para cualquier porciento de eliminación

requerida (CHESNER et al, 1982) (ver figura 3.7).

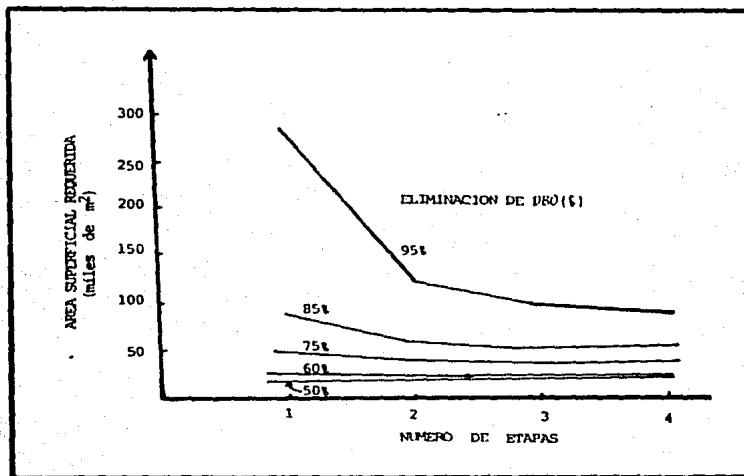


Figura 3.7 Efecto del número de etapas sobre el área requerida.

En conclusión, aunque la calidad de efluente sea superior si el número de etapas aumenta, el hecho de que se desarrollen organismos predadores que ponen en juego la supervivencia de las poblaciones bacterianas hace que se considere seriamente la opción de dividir en más de cuatro etapas el proceso.

### 3.3.7 Recirculación del efluente

POON et al (1979) informa que la recirculación del efluente mejora la eficiencia de eliminación de contaminantes en un biodisco. En dicho estudio se afirma que el principal efecto de la

recirculación es la reducción de la carga orgánica en la primera etapa. Sin embargo, para no sobrecargar hidráulicamente el biodisco por efecto de la recirculación, es necesario aumentar el área superficial, lo cual origina una reducción de la carga orgánica. Al disminuir la carga orgánica aumenta la eficiencia.

En la figura 3.8, tomada del trabajo de POON et al (1979), se puede apreciar que la eliminación de materia orgánica para diferentes niveles de recirculación no muestra una diferencia significativa entre ellos.

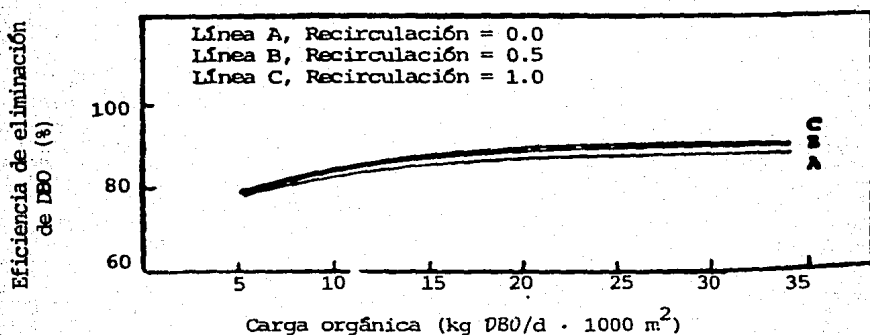


Figura 3.8 Efecto de la recirculación sobre la eliminación de DBO.

La recirculación es un recurso útil cuando se presentan condiciones de sobrecarga orgánica con gastos bajos (altas concentraciones en el efluente). En estos casos, como muestra la

figura 3.9, la recirculación ocasiona que la concentración de la DBO en el efluente sea menor. Pero en la misma figura se puede ver que sólo vale la pena recircular para cargas orgánicas mayores de 20 kg DBO<sub>5</sub>/d·1000m<sup>2</sup> y, como se podrá apreciar en capítulos posteriores, no es recomendable operar con cargas orgánicas altas (ver capítulo 3.3.9) pues se pueden presentar condiciones anaerobias en el reactor con la consiguiente baja de eficiencia.

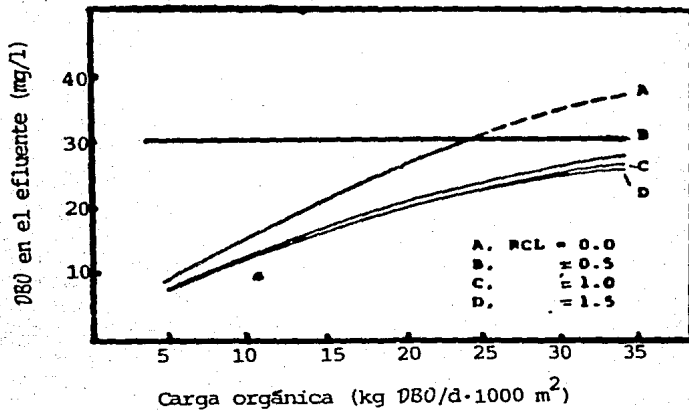


Figura 3.9 Efecto de la recirculación sobre la calidad del efluente.

Como puede apreciarse en la figura 3.9 (POON et al. 1979), para cargas orgánicas inferiores a 12.2 kg DBO/d·1000m<sup>2</sup> la recirculación no es necesaria pues se tiene un efluente con valores de DBO inferiores a 30 mg/l. Por esto se recomienda que la carga orgánica no sea superior al valor antes mencionado.

En conclusión se puede afirmar que puede prescindirse de la recirculación en un biodisco, lo cual minimiza apreciablemente los



costos de construcción, operación y mantenimiento.

### 3.3.8 Oxigenación

Uno de los principales problemas relacionados con la operación de biodiscos son las condiciones anaerobias.

Al presentarse anaerobiosis se origina la degradación de los polímeros que le dan consistencia a la biopelícula y, en consecuencia, se desprende la biomasa de la superficie del medio de soporte, entre otros problemas.

La degradación de la materia orgánica contenida en las aguas de desecho en un sistema de biodiscos, está limitada generalmente por la rapidez de difusión del oxígeno hacia y dentro de la película y no por la rapidez de difusión del sustrato (WILLIAMSON et al, 1976 a y 1976 b).

FRIEDMAN et al (1979), BORGHEI (1981), ANTONIE (1976), WELCH (1969) y BINTANJA et al (1975) han encontrado que la rapidez de utilización de sustrato aumenta con la velocidad de rotación debido a que las velocidades altas mejoran la transferencia de oxígeno (ver figura 3.10, tomada de WELCH, 1968).

Sin embargo, como se mencionó en capítulos anteriores, la velocidad de giro no puede crecer indefinidamente sin causar problemas. Existen otras alternativas para mejorar la transferencia de oxígeno en el biodisco. Una es reemplazar el

aire por oxígeno puro en un sistema cerrado y la otra es presurizar el sistema usando ya sea oxígeno puro o aire.

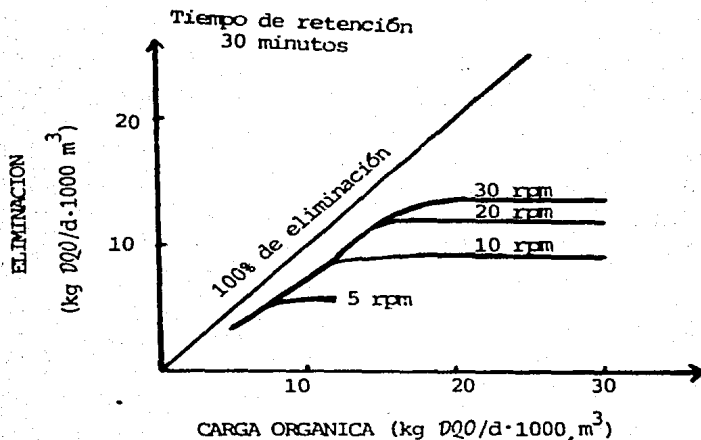
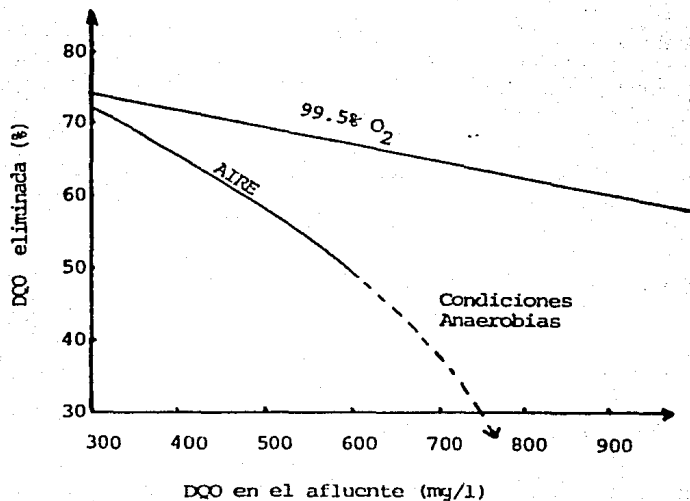


Figura 3.10 Efecto de la velocidad de rotación sobre la eliminación de contaminantes.

BINTANJA et al (1976) compararon dos sistemas de biodiscos, uno con atmósfera de aire y otro con oxígeno al 99.5%. Encontraron que en el proceso con oxígeno puro la eliminación de DQO es ligeramente superior cuando la carga orgánica es baja (13.8 a 18.4 kg DQO/d·1000m²). Para cargas orgánicas tan bajas los requerimiento de oxígeno de los microorganismos pueden ser cubiertos por cualquiera de los casos estudiados. Para cargas orgánicas altas ( $\approx 34.4$  kg DQO/d·1000m²) la reducción de la DQO en el proceso con atmósfera de oxígeno es aproximadamente el doble que la reducción lograda por el proceso convencional (ver figura

3.11).



**Figura 3.11** Eliminación de la DQO en dos atmósferas diferentes, aire y 99.5 % de oxígeno (con datos de BINTANJA et al, 1976).

En el mismo estudio se informa que la producción de biomasa es menor en la unidad que opera con atmósfera de oxígeno (alrededor de 40 % menos) que en la unidad operada de forma convencional. Un análisis comparativo muestra que en la unidad operada con oxígeno puro, los lodos están formados por flóculos con diámetros más grandes y con una estructura más compacta que los del proceso con aire. Este hecho representa una ventaja en las propiedades de sedimentación del proceso operado con oxígeno sobre el proceso operado con aire.

En un estudio posterior HUANG et al (1980) confirma los resultados obtenidos por BINTANJA et al (1976). Además informa resultados de estudios en una atmósfera presurizada. HUANG et al (1980) comprobó que la atmósfera de oxígeno puro, bajo presión, favorece el desarrollo de la biopelícula de tal forma que, en la primera etapa, las distancias entre los discos fueron prácticamente llenadas por biomasa, lo cual disminuye el área de contacto entre microorganismos y agua de desecho. Sin embargo, las acumulaciones observadas no deben ser mal interpretadas como una producción excesiva de lodos en el biodisco pues, de acuerdo con los resultados de BINTANJA et al (1976), la atmósfera de oxígeno puro tiende a reducir la producción de lodos y mejora sus características de sedimentación.

En conclusión, es recomendable utilizar oxígeno puro cuando se presenten casos de aguas de desecho con alto contenido de contaminantes, es decir, con cargas orgánicas mayores de 24 kg DCO/d·1000m<sup>3</sup>. De esta forma se evitan condiciones de anaerobiosis y el proceso es notablemente más eficiente que el proceso convencional con aire. Sin embargo, hay que balancear las ventajas anteriores contra el costo que representa la utilización de oxígeno puro.

### 3.3.9 Carga hidráulica y carga orgánica

Desde las primeras investigaciones con biodiscos, los ingenieros se han enfrentado con la búsqueda de los criterios de diseño. El problema radicaba en saber si la eficiencia de eliminación

dependía de la concentración de contaminantes o del flujo hidráulico o gasto.

Las investigaciones realizadas a principios de los años sesenta utilizaban como criterio fundamental de diseño a la carga hidráulica, definida como la relación gasto/área, de acuerdo a la ecuación 3.11.

$$CH = \frac{Q}{A} \quad (3.11)$$

donde

CH carga hidráulica ( $L^3/L^2T$ );  
 Q gasto ( $L^3/T$ );  
 A área superficial ( $L^2$ ).

La carga hidráulica se utilizaba como criterio fundamental de diseño pues se pensaba que la cinética de eliminación de contaminantes era de primer orden. En este caso puede demostrarse fácilmente que la eficiencia de eliminación no depende de la concentración inicial, sino que es función de la constante cinética de eliminación y de la carga hidráulica de acuerdo a la siguiente ecuación

$$\%E = (1 - e^{-(k/CH)})100 \quad (3.12)$$

donde

%E eficiencia de eliminación porcentual;  
 k constante de eliminación;  
 CH carga hidráulica.

La constante de eliminación involucra a la constante cinética de primer orden y a un factor que relaciona el área superficial con el volumen del tanque. Como puede verse, para una carga hidráulica dada se tendrá cierto porcentaje de eliminación sin importar la concentración de sustrato en las aguas de desecho.

En la práctica es falso que exista una curva única del  $\%E$  vs  $CH$ . En realidad hay una curva para cada diferente concentración de contaminantes en el afluente. De esta forma es evidente que la concentración de DBO tiene "... un efecto moderado sobre el grado de tratamiento..." (ANTONIE, 1976).

En investigaciones posteriores (FRIEDMAN et al, 1979; DUPONT et al, 1980) se demostró la importancia de la concentración de material orgánico en el afluente y empezó a manejarse el concepto de carga orgánica, el cual involucra el gasto, la concentración de contaminantes y el área superficial. De manera cuantitativa, la carga orgánica se define de acuerdo a la ecuación 3.13

$$CO = \frac{QS_o}{A} \quad (3.13)$$

donde

CO	carga orgánica	(M/TL <sup>2</sup> )
Q	gasto	( L <sup>3</sup> /T)
S <sub>o</sub>	concentración de sustrato	( M/L <sup>3</sup> )
A	área superficial	( L <sup>2</sup> )

Se encontró que cuando se tienen condiciones de sobrecarga orgánica, el biodisco presenta problemas de operación. En primer lugar la concentración de oxígeno disuelto en la primera etapa alcanza niveles tan bajos que se presentan indudablemente, condiciones anaerobias, y por otra parte el sistema muestra un crecimiento excesivo de bacterias que causan taponamiento del medio de soporte; como consecuencia, disminuye la eficiencia del tratamiento.

RICHARD et al (1978) encuentra que cuando se presenta el problema de sobrecarga orgánica, el tratamiento se mejora notablemente distribuyendo el flujo hacia más puntos del proceso. Lo anterior hace ver la importancia de la carga orgánica aplicada. DUPONT et al (1980) indica que la carga orgánica superficial no sólo determina el gradiente que provoca la difusión de sustrato en la biopelícula, sino también el tiempo de reacción, y sugiere utilizar la carga orgánica superficial como criterio de diseño.

STOVER et al (1982) señala que una de las ventajas del concepto de carga orgánica es la capacidad para predecir eliminación y eficiencia del tratamiento bajo cualquier condición de carga, independientemente de si la cinética es de primero, segundo u orden cero. La cantidad de materia orgánica eliminada por el sistema es la misma si la carga orgánica es la misma, sin tomar en cuenta si las cargas están originadas por alta concentración de materia orgánica y flujo bajo o bien por flujo alto y baja concentración. Debido a lo anterior, pueden establecerse relaciones cuantitativas de eliminación de sustrato en función de

la cantidad total de sustrato aplicada al sistema. Los autores propusieron un modelo basado en el concepto de carga orgánica superficial, el cual se discute en el capítulo 4.6.

Los estados de sobrecarga orgánica se identifican con organismos nocivos al proceso, los cuales se desarrollan al existir condiciones limitantes de oxígeno. CHESNER et al (1982) reporta que en 33 plantas de tratamiento investigadas, si la carga orgánica en la primera etapa es mayor que  $31.2 \text{ kg DBO}_{\text{TOT}}/\text{d}\cdot 1000\text{m}^2$  se presentan condiciones de sobrecarga orgánica y el proceso está limitado por la transferencia de oxígeno. En las plantas que operaban con una carga orgánica mayor a la citada se observó crecimiento de microorganismos nocivos al proceso. Dicha carga orgánica corresponde, en términos de DBO soluble, a un valor dentro del intervalo 12 a  $19 \text{ kg DBO}/\text{d}\cdot 1000\text{m}^2$ . AUTOTROL (1978) en cambio, señala que el valor límite de carga orgánica, más allá del cual se presenta anaerobiosis, está entre 19.5 y  $24.4 \text{ kg DBO}/\text{d}\cdot 1000\text{m}^2$ . Los límites señalados parecen depender de la morfología del equipo y más específicamente de la capacidad de transferencia de oxígeno, pues una investigación realizada por NOROUZIAN et al (1985) utilizando un biodisco modificado (el material de soporte consistió en anillos Pall fijos entre los discos rotatorios) pudo trabajar en buenas condiciones con una carga orgánica tan alta como  $34 \text{ kg DBO}/\text{d}\cdot 1000\text{m}^2$ , lo cual corresponde casi al triple del valor recomendado, para biodiscos, por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (ver BRENNER et al, 1984).



La carga orgánica es un factor que tiene gran influencia sobre los procesos de nitrificación. En la figura 3.12 se muestran varios perfiles típicos de la concentración de nitrógeno amoniacal ( $\text{NH}_3\text{-N}$ ) a través de las etapas sucesivas del proceso bajo diferentes cargas orgánicas en la primera etapa (YU et al, 1984; KINCANNON et al, 1984; CHUNG et al, 1984). Como puede apreciarse, la nitrificación comienza en diferentes etapas para cada carga

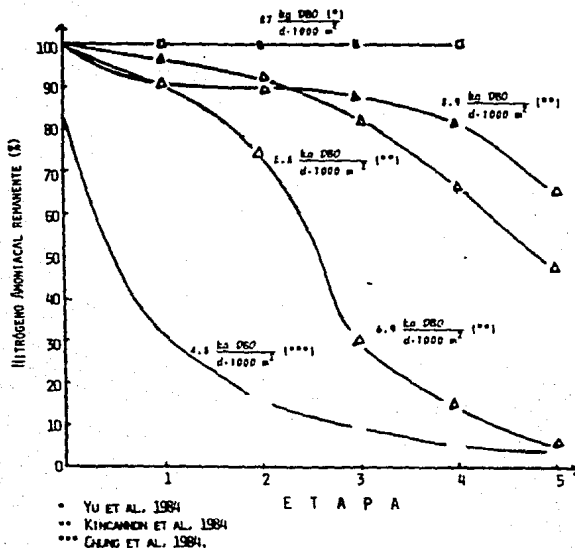


Figura 3.12 Curvas de eliminación de  $\text{NH}_3\text{-N}$  para biodiscos operados bajo diferentes cargas orgánicas. Los valores especificados corresponden a la carga orgánica en la primera etapa.

orgánica y puede presentarse el caso en el cual la nitrificación no se lleva a cabo, lo cual sucede cuando la carga orgánica es muy grande. En general los resultados experimentales sugieren que la tasa de nitrificación disminuye al aumentar la carga orgánica. Las primeras etapas son las más afectadas pues al recibir cargas

orgánicas altas, es decir una gran cantidad de nutrientes, la población microbiana queda constituida prácticamente por organismos heterótrofos y la nitrificación es nula. Inclusive puede ocurrir un aumento de la concentración de amoníaco en las primeras etapas como resultado del metabolismo heterótrofo.

En el estudio efectuado por KINCANNON et al (1984), se concluye que el proceso de nitrificación no es función de la concentración de nitrógeno amoniacal. La nitrificación comienza cuando la carga orgánica ha alcanzado cierto nivel, el cual depende de la capacidad de transferencia de oxígeno del proceso (4.1 kg DBO/d·1000m<sup>3</sup> de acuerdo a KINCANNON et al, 1984).

Un estudio del perfil de concentraciones de NH<sub>3</sub>-N para diferentes cargas orgánicas permitirá saber cual es la condición de carga orgánica a partir de la cual ocurre la nitrificación.

### 3.4 Ventajas y desventajas

El presente capítulo podría resumirse señalando lo que han concluido estudios comparativos recientes: una de las características inherentes al proceso de biodiscos es el bajo consumo de energía, ésta es la razón principal por la cual el proceso se hace cada vez más conocido y utilizado a nivel mundial. Sin embargo, el aspecto económico no es la única ventaja de los biodiscos. Se han encontrado ventajas en otros aspectos frente a otros procesos de tratamiento. A continuación se describen de manera breve las ventajas y se señalan los inconvenientes que se

han encontrado en la historia del proceso.

### 3.4.1 Ventajas

Las principales ventajas que el proceso de biodiscos presenta ante otros procesos de tratamiento biológicos de aguas de desecho, son el bajo consumo de energía y la simplicidad de su operación y mantenimiento.

POON et al (1979) informa que un sistema de biodiscos con gasto de diseño de 3028 m<sup>3</sup>/d requiere 286 kW-h/d de operación y que, en un proceso de lodos activados con capacidad equivalente, la potencia total requerida es aproximadamente 528 kW-h/d, lo cual implica un ahorro anual de 88330 kW-h. RUSHBROOK et al (1980) compara un sistema de aeración extendida y un sistema de biodiscos y encuentra que los requerimientos de potencia son aproximadamente 30% inferiores para el proceso de biodiscos. ANTONIE (1976) asegura que el bajo requerimiento energético del proceso se debe a una disminución del peso debida a la fuerza buoyante del material plástico sumergido en el agua y a que el peso de la película sumergida se vuelve despreciable. La baja demanda de energía eléctrica ha vuelto competitivo al proceso con respecto a otros sistemas tradicionales.

Otra ventaja es la facilidad con la que se pueden diseñar unidades para aumentar su capacidad en el futuro.

El proceso no necesita recirculación de lodos desde el

sedimentador secundario, con lo cual se ahorran las bombas de recirculación y tubería correspondiente. Al mismo tiempo el control del proceso es muy simple, ANTONIE (1976) escribe:

"Una de las áreas de flexibilidad en la operación del proceso de lodos activados es la recirculación de lodos. Superficialmente, esto parece ofrecer al operador una herramienta sencilla de control bajo condiciones variables. Sin embargo, al aumentar la recirculación de lodos también aumentan las cargas hidráulica y de sólidos en el clarificador. La pérdida de sólidos biológicos por el efluente y/o la falta de habilidad para escoger adecuadamente la recirculación de lodos, limitará la cantidad de lodos recirculados que el sistema puede tolerar. En cualquier caso, es el tiempo de retención de sólidos (SRT) el que determina la eficiencia de eliminación de la DBO y las características de sedimentación de los sólidos. Así, el operador de la planta debe tener una experiencia considerable y controles relativamente sofisticados para utilizar la flexibilidad y ajustar las condiciones variables. En contraste, en el proceso de biodiscos no hay tal necesidad de control."

El biodisco no se ve afectado negativamente por sobrecargas hidráulicas ya que tiene una población de microorganismos adherida. ANTONIE (1976) informa que una sobrecarga hidráulica con duración de 3 minutos no causa un desprendimiento significativo de la biomasa. Un shock de la misma magnitud en el sistema de lodos activados puede, literalmente, limpiar la población de microorganismos suspendida.

COOK et al (1979) opina que el biodisco puede recobrase rápidamente en los casos en los que las cargas hidráulica y/u orgánica aumenten y/o disminuyan súbitamente o varien de forma

intermitente. En su trabajo presenta un caso en el cual, el biodisco recupera en 48 horas las condiciones de operación estable después de haber sido sometido a un periodo de ayuno durante tres días. Esta es una característica muy importante del proceso, sobre todo cuando se tratan aguas de desecho de una industria o de alguna zona de recreación.

En un gran número de casos se reporta que el tiempo de retención hidráulica en un biodisco es menor de 60 minutos, comparado con más de seis horas para el proceso de lodos activados. Esto significa que el biodisco puede tratar un caudal mayor en el mismo tiempo (BENEFIELD et al, 1980).

En el efluente de un biodisco, la concentración de sólidos es menor o igual que la DBO (ANTONIE, 1976). Para aguas de desecho de tipo doméstico esto significa que la concentración de sólidos es menor o igual que 30 mg SST/l. Aunque en algunos casos la concentración de sólidos alcanza valores de 200 mg/l, es mucho menor que los 3000 mg SST/l del efluente de un sistema de lodos activados. Lo anterior implica que el tamaño del sedimentador secundario debe ser más pequeño para el proceso de biodiscos, que para el de lodos activados ya que la carga de sólidos es menor. Además, la biomasa desprendida de los discos se presenta como agregados grandes y densos, los cuales sedimentan fácilmente.

Comparado con otros procesos de película fija, puede afirmarse que el biodisco retiene una película biológica que es utilizada efectivamente en toda el área de contacto. El proceso no es susceptible de taponamientos por desarrollo excesivo de la

película como puede suceder en filtros percoladores (WELCH, 1969). El biodisco no necesita lavarse para eliminar el exceso de biomasa ya que no hay acumulación.

En el biodisco se puede aplicar con éxito el concepto de clarificador subyacente o subterráneo, el cual ofrece ventajas pues reduce costos de construcción, requerimiento de área de terreno y pérdidas de carga hidráulica.

El problema de aerosol que se presenta en todos los sistemas de lodos activados con aeración mecánica no existe cuando se utiliza un biodisco.

El biodisco es un sistema silencioso comparado con el ruido de la aeración mecánica o los compresores de aire en el sistema de lodos activados.

Cuando se tratan aguas de desecho con surfactantes en el sistema de lodos activados (sobre todo en el aerado mecánicamente) se presenta el serio problema de la espuma; este fenómeno no se presenta en biodiscos.

#### 3.4.2 Desventajas

Por lo general los folletos de publicidad resaltan las ventajas en letras grandes y las desventajas -cuando se mencionan- no se señalan directamente, sino de una manera breve y vaga de tal forma que, para un lector ignorante, se presentan como si no fueran

importantes o bien como si fueran ventajas.

La principal desventaja de los biodiscos fabricados con hojas corrugadas de polietileno es que, generalmente se trata de patentes, lo cual no es deseable desde el punto de vista del consumidor y mucho menos si éste es foráneo pues el sistema es pesado y voluminoso, lo cual implica gastos adicionales por transporte. Los costos capitales alcanzan niveles superiores a los de otros procesos convencionales de tratamiento.

Es necesaria la rigurosidad en el diseño mecánico pues se registran varios casos en los que han ocurrido rompimiento y desanclaje de la flecha que soporta a los discos (JOSEPHSON, 1982). La instalación requiere generalmente de grandes grúas y personal especializado.

Como el proceso involucra tres fases, líquido, sólido y gas, no ha sido posible desarrollar un modelo matemático que lo represente satisfactoriamente y el diseño se sigue basando de forma importante en la experiencia del ingeniero de diseño. Los modelos simples resultan insuficientes y los complicados involucran tantas variables que es necesario invertir tiempo y capital en su calibración.

#### 4. MODELOS DE DISEÑO

El parámetro más importante que debe determinarse al diseñar un biodisco es el área de contacto, ya que, dependiendo de la densidad de área superficial del medio de soporte se determinan las dimensiones del sistema.

A continuación se presenta un resumen de algunos modelos de diseño encontrados en la literatura. La mayoría de estos modelos no mencionan nada acerca del número de etapas, la velocidad de rotación, la temperatura y otras variables de diseño, las cuales se discutirán en el capítulo 5.

##### 4.1 Modelo de B. H. Kornegay

El modelo de KORNEGAY et al (1968) fue el primer modelo basado en



aspectos teóricos y que, por lo tanto, puede proporcionar una interpretación fenomenológica a las constantes involucradas,  $P$  y  $K_s$ .

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:

$$\frac{Q(S_0 - S)}{A} = P \frac{S}{K_s + S} \quad (4.1)$$

donde

$Q$  gasto;

$S_0$  DBO en el afluente;

$S$  DBO en el efluente;

$A$  área;

$P, K_s$  constantes cinéticas.

Los valores de las constantes  $P$  y  $K_s$  se obtienen experimentalmente en un equipo piloto, por medio de la linearización de la ecuación 4.1:

$$\frac{A}{Q(S_0 - S)} = \frac{K_s}{P} \frac{1}{S} + \frac{1}{P} \quad (4.2)$$

Al graficar el inverso de la carga orgánica eliminada  $[A/Q(S_0 - S)]$  contra el inverso de la concentración de sustrato  $(1/S)$  en el efluente 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:

$$Y = \frac{(dX/dt)}{(dS/dt)} = \frac{dX}{dS} \quad (4.3)$$

donde

X concentración de microorganismos;

S concentración de sustrato;

t tiempo.

El término de rapidez de eliminación de sustrato es:

$$\frac{dS}{dt} V_a = \frac{\mu_{max} X}{Y} V_a \frac{S}{K_s + S} \quad (4.4)$$

donde

$$V_a = A \cdot d \quad (4.5)$$

$V_a$  volumen de biomasa activa;

$\mu_{max}$  tasa máxima 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 respecto al espesor de película activa, en el que 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:

$$P = \frac{\mu_{max} \times X \cdot d}{Y} \quad (4.6)$$

y se supone invariable a través del proceso.

CHESNER et al (1982) evaluó el modelo y encontró que es adecuado para aguas de desecho con concentraciones bajas (aproximadamente 52 mg DBO/l) o cargas hidráulicas bajas (menos de 0.04 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>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·1000m<sup>2</sup>. 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 adyacente a 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  $K_m$ . En particular, cuando la concentración de sustrato aumenta, el gradiente del transporte de masa aumenta modificando los parámetros P y  $K_m$  que son obtenidos originalmente en un sistema con menores concentraciones.

#### 4.2 Modelo de H. Hartmann

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

$$\frac{X}{X_0} = 10^{-kt} \quad (4.7)$$

donde

$X_0$  fracción biodegradable en el afluente;

$X$  fracción biodegradable en el efluente;

$t$  tiempo de retención hidráulica;

La constante de proporcionalidad  $k$  se define como:

$$k = k' T A^* (V_r)^b \quad (4.8)$$

donde

$k'$  constante de proporcionalidad;

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

$A^* = \frac{A}{V_1} = \frac{\text{área cubierta por microorganismos activos}}{\text{volumen de líquido contenido en el reactor}};$

$V_r$  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:

$k' = 3.25$  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 del equipo:  $a$ ,  $b$  y  $k'$ . Estas constantes sólo representan al proceso en un intervalo determinado de valores de: a) gasto de aguas de desecho ( $Q$ ), b) relación de inmersión ( $T$ ), c) velocidad periférica de los discos ( $V_w$ ) y d) concentración de material biodegradable en el afluente del proceso.

El modelo contiene un error conceptual al considerar activa solamente a la biomasa sumergida pues debería también considerar la biomasa emergida, 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.

#### 4.3 Modelo de M. del Borghi

M. DEL BORGHI et al (1985) propone el siguiente modelo para diseñar un sistema de biodiscos.

$$\frac{Q}{A} \left[ 1 - \frac{S}{S_0} \right] = \alpha \beta K_T^{(T-20)} \frac{k (S/S_0)}{K_m + (S/S_0)} \quad (4.9)$$

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 1.04 para aguas de desecho municipales;
- $\alpha$  factor de corrección relacionado con el número de habitantes (n);
- $\beta$  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 linearización de la ecuación 4.9, sin tomar en cuenta los factores  $\alpha$ ,  $\beta$  y  $K_T$ . La forma linearizada es:

$$\frac{AS_0}{Q(S_0-S)} = \frac{K_m}{k} \frac{S_0}{S} + \frac{1}{k} \quad (4.10)$$

Graficando  $AS_0/Q(S_0-S)$  contra  $S_0/S$  para diferentes corridas en una unidad piloto de una sola etapa se obtiene una recta cuya ordenada al origen es el inverso 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:

$$\beta = 0.056 N + 0.90 \quad (4.11)$$

donde N es el número de etapas y

$$\alpha = 2.8 \times 10^{-5} n + 0.69 \quad (4.12)$$

donde n es el número de habitantes y  $\alpha = 1$  si  $n \geq 10000$ .

Una vez que se han encontrado los valores de las constantes la ecuación de diseño se resuelve para el área de contacto (A). El modelo es válido para aguas de desecho de tipo doméstico en las cuales la concentración máxima de DBO en el afluente es menor de 600 mg/l.

Las correlaciones empíricas para  $\alpha$  y  $\beta$  propuestas por M. DEL BORGHI et al (1983) no pueden ser consideradas universales, ya que se obtuvieron 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  $\alpha$  y  $\beta$  es necesario construir y operar un equipo piloto con las mismas características que el utilizado por los autores.

#### 4.4 Método de R. 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 afluente y por lo tanto, para una carga hidráulica dada (gasto constante), el porcentaje de eliminación es constante, independientemente de la concentración en el afluente (ver capítulo 3.3.9). Con base en lo anterior el modelo utiliza la carga hidráulica como criterio de diseño. Utilizando curvas obtenidas con datos experimentales se relacionan el porcentaje de eliminación de DBO (o de nitrógeno amoniacal), la carga hidráulica y la DBO en el afluente.

El método incluye asimismo, la utilización de curvas, también experimentales, de factores de corrección por temperatura, si ésta es menor de 12°C. Como se explica en el capítulo 3.3.1, 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 afluente.

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 afluente) 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 se 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 afluente y la temperatura mínima de operación.

La limitación más grande del método es que sólo puede ser usado cuando se disponga de curvas de diseño, las cuales sólo existen actualmente para aguas de desecho de tipo municipal (30 a DBO a 150 mg/l).

#### 4.5 Modelo de Wu y Smith

Con base en datos de estudios en plantas de tratamiento que utilizan biosdiscos, YEUN C. WU et al (1982) propone el siguiente modelo para la eliminación de DBO:

$$\frac{S}{S_0} = \frac{14.2 (Q/A)^{0.5579}}{e^{(0.02 N) S_0^{0.4537} T^{0.2477}}} \quad (4.13)$$

donde

N número de etapas;

Las unidades adecuadas de las de las variables son:

[Q] = GPD [A] = ft<sup>2</sup> [S] = mg DBO/l [T] = °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 de 4 RPM.
4. La transferencia de oxígeno hacia la biopelícula debe ser suficiente para mantener condiciones aeróbicas.

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 sólo señalan el intervalo de valores en el cual el modelo tiene validez, de manera poco precisa, 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.

#### 4.6 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 et al, 1982). Establece 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 4.14.

$$L_e = M \frac{L}{K + L} \quad (4.14)$$

donde

- $L_e$  eficiencia de eliminación (kg DBO/d·m<sup>2</sup>);
- $L$  carga orgánica aplicada (kg DBO/d·m<sup>2</sup>);
- $M$  rapidez máxima de eliminación de la DBO;
- $K$  constante cinética de saturación.

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

$$QS_{i-1} - L_{e_i}A_i = QS_i \quad (4.15)$$

donde

- $Q$  gasto;
- $L_{e_i}$  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 4.14) para la etapa  $i$ , se tiene

$$L_{m1} = M_1 \frac{L_1}{K_1 + L_1} \quad (4.16)$$

en la cual

$$L_1 = \frac{QS_{1-1}}{A_1} \quad (4.17)$$

Sustituyendo  $L_{m1}$  en la ecuación del balance de materia (ecuación 4.15) y resolviendo para el área de la etapa, se tiene

$$A_1 = \frac{Q(S_{1-1} - S_1)}{M_1 - \epsilon_1 K_1} \quad (4.18)$$

$\epsilon_1$  es la eficiencia de eliminación de sustrato en la etapa  $i$  y se define como

$$\epsilon_1 = \frac{S_{1-1} - S_1}{S_{1-1}} \quad (4.19)$$

Los valores de las constantes  $M$  y  $K$  para cada etapa se obtienen por medio de la forma lineal de la ecuación 4.16:

$$\frac{1}{L_{m1}} = \frac{K_1}{M_1} \frac{1}{L_1} + \frac{1}{M_1} \quad (4.20)$$

Graficando  $1/L_{m1}$  contra  $1/L_1$  se obtiene una recta cuya ordenada al origen es el inverso de  $M_1$  y la pendiente es el valor de la relación  $K_1/M_1$ .

Los autores señalan que la eficiencia del tratamiento en términos

de carga orgánica es independiente del diámetro del sistema si  $L$  es menor de  $7.3 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000\text{m}^2$ . Si  $L$  es mayor que  $7.3 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000\text{m}^2$  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  $7.3\text{--}8.7 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000\text{m}^2$ , 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  $12.2 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000\text{m}^2$ .

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

Con este modelo, los pasos para efectuar el diseño son:

1. Utilizando una unidad piloto, determinar experimentalmente los valores de las constantes cinéticas  $M$  y  $K$  para cada etapa por medio de la ecuación (4.20).
2. Calcular el área de tratamiento necesaria en cada etapa con la ecuación (4.18).
3. Vigilar que se cumplan las siguientes recomendaciones:
  - La carga orgánica aplicada no debe ser mayor de  $12.2 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000\text{m}^2$ .
  - La velocidad periférica de rotación debe ser  $0.3048 \text{ m/s}$ .
  - La relación volumen del tanque/área superficial es  $0.005 \text{ m}^3/\text{m}^2$ .

- 40 % del área superficial del disco debe estar sumergida en el agua de desecho.
- Si la carga orgánica aplicada es mayor de 7.3 kg DBO/d·1000m<sup>2</sup> es necesario considerar factores de escalamiento al determinar el área.

#### 4.7 Modelo de E. Opatken

El método se basa en 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:

$$C_n = \frac{\sqrt{1 + 4k\theta C_{n-1}} - 1}{2k\theta} \quad (4.21)$$

donde

- $C_n$  DBO en el efluente de la etapa n (mg/l);
- $k$  constante de rapidez de eliminación (l/mg h);
- $\theta$  tiempo de retención hidráulica.

El método considera además las siguientes recomendaciones de diseño:

1. Para prevenir sobrecargas orgánicas y crecimiento bacteriano nocivo, la carga orgánica aplicada debe ser menor de 12.2 kg DBO/d·1000m<sup>3</sup>.
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 (RTO<sub>max</sub>) no debe ser mayor de 430 mg O<sub>2</sub>/h·m<sup>3</sup> (OPATKEN, 1981).
4. La relación volumen del tanque/área superficial, debe ser 0.005 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup> (AUTOTROL, 1978).

El procedimiento de diseño propone los siguientes pasos:

1. Determinar el área de la primera etapa utilizando la máxima carga orgánica permisible de 12.2 kg DBO/d·1000m<sup>3</sup>; entonces

$$A = 7.082 Q C_0 \quad (4.22)$$

donde A esta dada en m<sup>2</sup>, Q en l/s y C<sub>0</sub> en mg DBO/l.

2. Determinar el tiempo de retención hidráulica (θ) utilizando la relación volumen/área de 0.005 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>:

$$\theta = 0.005 (A/Q) \quad (4.23)$$

donde θ esta dado en h, A en m<sup>2</sup> y Q en m<sup>3</sup>/h.



3. Determinar la DBO en la primera etapa por medio de la ecuación (4.21) aplicada a la primera etapa:

$$C_1 = \frac{\sqrt{1 + 4k\theta C_0} - 1}{2k\theta} \quad (4.24)$$

con  $k = 0.083 \text{ l/mg}\cdot\text{h}$ .

4. Se define

$$\Delta C_n = C_{n-1} - C_n \quad (4.25)$$

y, utilizando la siguiente relación, verificar que la rapidez de transferencia de oxígeno (RTO) en la etapa, sea adecuada.

$$\frac{(Q \Delta C_n)}{A} \leq 430 \text{ mg DBO/h}\cdot\text{m}^2$$

Expresado de otra forma:

$$(RTO) \leq (RTO_{\max})$$

Esto puede considerarse válido solamente si se supone que la DBO eliminada (en mg de  $O_2$ ), es equivalente al oxígeno transferido (también en mg de  $O_2$ ).

Si se cumple la desigualdad, la etapa no está limitada por la transferencia de oxígeno sino por la rapidez de reacción. En el caso contrario la etapa tiene limitaciones de

transferencia de oxígeno y la concentración de DBO en la etapa se calcula utilizando la ecuación 4.26.

$$\Delta C_{\max} = \frac{A (RTO_{\max})}{Q} \quad (4.26)$$

donde  $\Delta C_{\max}$  es el cambio máximo en la DBO determinada por la rapidez máxima de transferencia de oxígeno ( $RTO_{\max}$ ).

$C_n$  se calcula entonces modificando la ecuación 4.25 para dar

$$C_n = C_{n-1} - \Delta C_{\max} \quad (4.27)$$

5. Repetir los pasos anteriores para cada una de las cuatro etapas del sistema.

El método intenta ser una alternativa que proporcione al diseñador elementos para un análisis comprensivo del proceso de biodiscos y de esta manera entender la problemática de los límites de capacidad del sistema. Aunque pueden preverse las condiciones de operación en estados de sobrecarga orgánica, el análisis que el diseñador haga no puede ser profundo pues se limita solo a aspectos operacionales macroscópicos y además se basa en algunas recomendaciones empíricas.

El método asume 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  $k = 0.083 \text{ l/mg h}$  es invariable para cualquier etapa. Lo anterior es cuestionable

pues, como se sabe, en un biodisco se tiene una población microbiana diferente en cada etapa del sistema.

Para un diseño menos incierto, 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 válida solamente en las etapas del sistema en las cuales los procesos de nitrificación no se presentan en forma significativa, ya que las bacterias nitrificantes consumen  $O_2$  para oxidar amoníaco y no para eliminar DBO.

## **5. PROCEDIMIENTO DE DISEÑO**

Con base en los resultados reportados en la literatura, de los cuales se ha presentado un resumen en los capítulos 3 y 4, en el presente capítulo se discute la forma de determinar los parámetros para efectuar el diseño de biodiscos. Se discute en detalle la determinación del área superficial y se abordan dos casos: un caso general, el cual requiere un estudio de tratamiento a nivel piloto y un caso particular que se refiere únicamente a aguas de desecho de tipo doméstico y está basado en criterios empíricos establecidos a partir de información obtenida durante la operación de biodiscos a gran escala. Los parámetros básicos que deben determinarse para efectuar el diseño de biodiscos son:

- 1. Número de etapas.**
- 2. Velocidad de giro de los discos.**
- 3. Volumen del tanque.**
- 4. Área superficial.**

### 5.1 Número de etapas

Como se ha señalado en la sección 3.3.6, un equipo multietapas requiere menos área superficial que uno de una sola etapa, para dar un porcentaje determinado de eliminación de contaminantes. En varios trabajos (TORPEY et al, 1971; FRIEDMAN et al, 1979; CHESNER et al, 1982; GONZALEZ et al, 1985) se ha ratificado la conclusión de que en un proceso de biodiscos con cuatro etapas se obtiene prácticamente la misma eficiencia de eliminación que en uno con más etapas. La eliminación lograda por la o las etapas posteriores a la cuarta no justifica la inversión adicional en área superficial (CHESNER et al, 1982).

La división del proceso en etapas origina el desarrollo de diferentes tipos de poblaciones microbianas en cada una de ellas, predominando organismos heterótrofos en todas las etapas y encontrándose un alto porcentaje de bacterias nitrificantes en las últimas. El ingeniero de diseño debe decidir, con base en el contenido de amoníaco del agua tratada, si el proceso funcionará con 4 etapas (control riguroso de la nitrificación) o con 3 etapas (sin control riguroso del amoníaco en el efluente).

Es recomendación de este trabajo la operación del proceso con 4 etapas pues, aunque no se requiera un control riguroso del contenido de amoníaco en el agua tratada, la última etapa del proceso funciona como un eliminador de turbidez debido a la presencia de organismos predadores (protozoarios, rotíferos, nemátodos) que utilizan como alimento las partículas orgánicas

suspendidas en el agua de desecho.

## 5.2 Velocidad de rotación

Se han discutido de una manera amplia en el capítulo 3.3.5 los efectos de la velocidad de giro sobre la operación de biodiscos. Se señala que para un diámetro determinado, al aumentar la velocidad, los requerimientos de área disminuyen ya que aumenta la tasa específica de eliminación de contaminantes. Sin embargo, la disminución de la "economía de potencia" al aumentar la velocidad es considerable, por lo que se recomienda llevar a cabo un estudio de optimización a nivel piloto para determinar la velocidad óptima de giro. La velocidad óptima de rotación garantiza que:

1. no se presenten problemas por deficiencia de oxígeno en la biopelícula;
2. la tasa de eliminación de contaminantes sea máxima;
3. el consumo de electricidad sea mínimo.

El estudio de optimización puede ser impráctico en algunos casos y entonces, mientras no exista investigación acerca de la velocidad óptima, se recomienda utilizar la velocidad periférica que ha surgido de las experiencias durante la operación de unidades de biodiscos a gran escala.

ANTONIE (1976) recomienda utilizar una velocidad periférica de 0.30 m/s con el argumento de que con una velocidad superior ya no se obtiene una diferencia significativa en lo que se refiere a la

eliminación de contaminantes. Sin embargo, tal recomendación está fundamentada en la experimentación con solamente 3 velocidades periféricas diferentes: 0.18, 0.30 y 0.42 m/s. La velocidad de 0.42 m/s no mejora la eliminación, pero no implica que la óptima sea 0.30 m/s. El diseñador puede tomar la velocidad de 0.30 m/s como una primera aproximación y posteriormente, si las condiciones de operación lo hacen posible, utilizar una velocidad periférica menor, siempre y cuando garantice condiciones aerobias en el proceso.

### 5.3 Volumen del tanque

Otra de las variables de diseño que es necesario especificar es el volumen del tanque sobre el cual va montado el biodisco. El volumen del tanque está relacionado con el tiempo de retención hidráulica y con el gasto. La mayoría de las investigaciones realizadas hasta la fecha no consideran importante el tiempo de retención hidráulica ya que la degradación de sustrato depende fundamentalmente del área superficial. Una investigación realizada a nivel piloto reveló que, para relaciones volumen/área de 2.7, 3.0, 3.5 y 4.9 l/m<sup>2</sup> la eliminación de DBO se incrementa al aumentar la relación pero, por arriba de 4.9 l/m<sup>2</sup> no se obtiene ninguna mejora en el tratamiento. El mismo comportamiento se puede observar para la nitrificación (ANTONIE, 1976).

Se recomienda que las instalaciones de biodiscos se construyan con una relación volumen/área de 4.9 l/m<sup>2</sup> con el objeto de que el proceso sea más eficiente.

#### 5.4 Area superficial. Procedimiento general

El área superficial es el parámetro más importante que determinarse en el diseño de un biodisco. En esta sección se describe un procedimiento general que permite determinar el área superficial y está basado en un estudio de tratamiento de las aguas de desecho en cuestión.

Es recomendable, sin importar el tipo de aguas que serán tratadas, realizar un estudio de tratamiento a nivel piloto, ya que de esta manera, las constantes cinéticas de eliminación que rigen el proceso tendrán valores confiables. Al obtener parámetros cinéticos por medio de un estudio de tratamiento se garantiza que tales parámetros sean representativos del tipo de agua de desecho, que puede ser doméstica, industrial, una mezcla de ambas, agroindustrial, etc., y de las poblaciones microbianas responsables de la degradación de los contaminantes. El procedimiento experimental permite determinar el área superficial requerida sin la incertidumbre que introducen los métodos empíricos de diseño.

Es importante resaltar que el estudio experimental de tratamiento es imprescindible en el caso de desechos líquidos industriales y en casos diferentes a los de aguas de desecho de tipo doméstico ya que no existe información suficiente sobre cada caso particular que permita el diseño con un acercamiento empírico.

El procedimiento general se divide en dos partes: la primera se



refiere a la determinación experimental de los parámetros cinéticos y la segunda a la determinación del área superficial. El modelo cinético está basado en el modelo propuesto por Stover y Kincannon descrito en el capítulo 4.6.

#### 5.4.1 Determinación de los parámetros cinéticos

Los parámetros cinéticos asociados al agua de desecho por tratar, deberán obtenerse con la ayuda de un equipo piloto construido con las características mencionadas en secciones precedentes. Los discos deberán girar a una velocidad periférica de 0.30 m/s, el equipo deberá constar de 4 etapas de igual área superficial cada una y estar sujeto a la relación volumen/área de 4.9 l/m<sup>2</sup>. El equipo deberá ser operado bajo condiciones de régimen permanente según el diagrama mostrado en la figura 5.1.

Se considera que el agua de desecho por tratar tiene valores promedio de  $S_0$ ,  $C_0$ ,  $N_0$  y temperatura constantes. La variable experimental es el gasto (Q).

Se señala en el capítulo 3.3.9 que las plantas de tratamiento con biodiscos en operación pueden presentar problemas de anaerobiosis si se rebasa el valor de carga orgánica de 31.2 kg DBO<sub>TOTAL</sub>/d·1000m<sup>2</sup> en la primera etapa, lo cual corresponde, en términos de DBO soluble, a un valor aproximado de 12.2 kg DBO/d·1000m<sup>2</sup>.

Utilizando la relación que define la carga orgánica límite (ver capítulo 5.4.1.1)

$$l_0 = \frac{Q_{1im} \cdot S_0}{A_1} \quad (5.1)$$

donde

$l_0$  carga orgánica límite;  
 $Q_{1im}$  gasto máximo permisible;

se resuelve la ecuación 5.1 para el gasto máximo permisible, obteniéndose:

$$Q_{1im} = l_0 \frac{A_1}{S_0}$$

Se recomienda llevar a cabo 6 corridas experimentales con los gastos múltiples de  $Q_{1im}$  que se especifican en la tabla 5.1.

Tabla 5.1 GASTOS RECOMENDADOS PARA EFECTUAR ESTUDIOS EXPERIMENTALES DE TRATAMIENTO.

CORRIDA	CAUDAL (l/s)
1	2.00 ( $Q_{1im}$ )
2	1.50 ( $Q_{1im}$ )
3	1.00 ( $Q_{1im}$ )
4	0.75 ( $Q_{1im}$ )
5	0.50 ( $Q_{1im}$ )
6	0.25 ( $Q_{1im}$ )

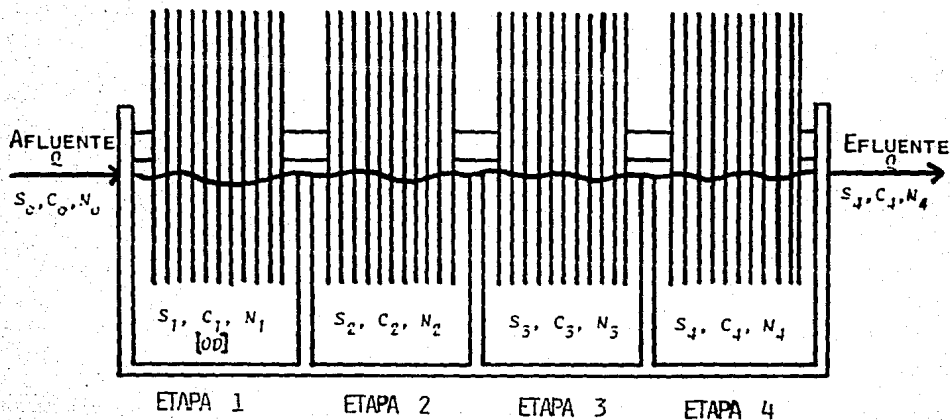
Para cada una de las corridas y bajo condiciones de régimen permanente se deberán obtener los valores de los siguientes parámetros (ver figura 5.1):

- Gasto (Q) (l/s)
- Oxígeno disuelto en la primera etapa [OD] (mg/l)

y para cada una de las cuatro etapas del sistema,

- Concentración de amoníaco (C) (mg/l)
- Concentración de nitratos (N) (mg/l)
- DBO (S) (mg/l)
- DQO (S) (mg/l)

## B I O D I S C O S



$Q$	gasto	( l/s )
$S_0, S_1, S_2, S_3, S_4$	DBO o DQO en cada una de las etapas	( mg/l )
$C_0, C_1, C_2, C_3, C_4$	concentración de amoníaco en cada etapa	( mg/l )
$N_0, N_1, N_2, N_3, N_4$	concentración de nitratos en cada etapa	( mg/l )
$A_1 = A_2 = A_3 = A_4$	área superficial de cada etapa	( m <sup>2</sup> )
[OD]	oxígeno disuelto en la etapa 1	( mg/l )

Figura 5.1 Diagrama esquemático del equipo piloto.

### 5.4.1.1 Carga orgánica límite

Carga orgánica límite es la carga a partir de la cual la tasa de

consumo de oxígeno por consumo de sustrato es superior a la tasa de transferencia de oxígeno hacia la biopelícula. Estas condiciones son particularmente importantes cuando se presentan en la primera etapa ya que ocasionan que la concentración de oxígeno disuelto en el agua del tanque llegue a valores cercanos a cero (ver capítulo 3.3.9).

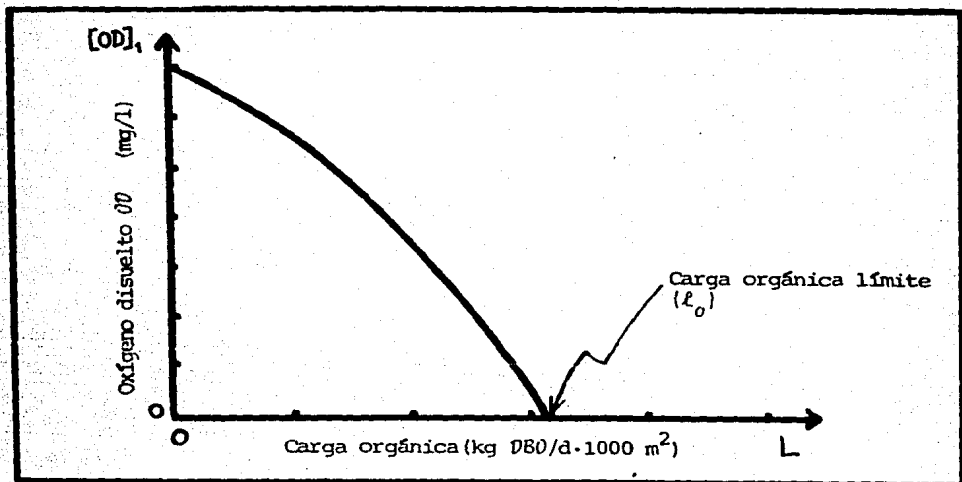
Es necesario identificar experimentalmente el valor de la carga orgánica límite para evitar condiciones de anaerobiosis en la primera etapa, la cual es la etapa que recibe mayor carga orgánica.

La figura 5.2 muestra el comportamiento del oxígeno disuelto (OD) en la primera etapa conforme aumenta la carga orgánica (L). Al aumentar la carga orgánica aumenta la tasa de consumo de oxígeno hasta llegar a un punto en el cual la tasa de transferencia de oxígeno se vuelve limitante y la concentración de este en el agua de desecho es despreciable. Si la concentración de oxígeno disuelto toma valores cercanos a cero, la tasa de eliminación de contaminantes llega a un valor límite al verse limitada por la transferencia de oxígeno (ver figura 3.10), se propician condiciones para la proliferación de organismos nocivos al proceso y se generan malos olores.

La carga orgánica límite debe determinarse de forma experimental pues, como se ha señalado en el capítulo 3.3.9, puede variar dependiendo de la configuración del material plástico, de la velocidad de giro (de la capacidad de transferencia de oxígeno) y

de las características del agua de desecho.

En la figura 5.2 se observa que la carga orgánica límite ( $l_0$ ) se encuentra en la intersección de la curva con el eje de las abscisas y puede determinarse graficando la concentración de oxígeno disuelto en la primera etapa para diferentes valores de carga orgánica aplicada.



$[OD]_1$  oxígeno disuelto en la primera etapa

$L$  carga orgánica aplicada

$l_0$  carga orgánica límite

Figura 5.2 Determinación de la carga orgánica límite.

Los pasos por seguir para la determinación de la carga orgánica límite son:

1. Calcular la carga orgánica para las  $n$  corridas experimentales por medio de la ecuación 5.2.

$$L_n = \frac{Q_n \cdot S_0}{A_1} \quad (5.2)$$

donde

$L_n$  carga orgánica aplicada a la primera etapa durante la corrida  $n$  (kg DBO/d·1000m<sup>2</sup> o kg DQO/d·1000m<sup>2</sup>).

2. Graficar  $[OD]_{1n}$  vs  $L_n$  ( $n = 1, 2, 3, 4, 5, 6$ ).

3. Determinar  $l_0$  a partir de la gráfica.

#### 5.4.1.2 Determinación de las constantes de eliminación de la DBO o DQO para cada etapa

Para cada una de las diferentes etapas ( $i = 1, 2, 3, 4$ ) es necesario calcular los valores de DBO o DQO eliminada ( $L_{e1n}$ ) y de la carga orgánica aplicada ( $L$ ) para cada una de las diferentes corridas experimentales ( $n$ ) según las relaciones 5.3 y 5.4.

$$L_{e1n} = \frac{Q_n(S_{(i-1)n} - S_{in})}{A_1} \quad (5.3)$$

$$L_{1n} = \frac{Q_n \cdot S_{(i-1)n}}{A_1} \quad (5.4)$$

donde

$L_{e1n}$  tasa de eliminación de DBO o DQO en la etapa  $i$  durante la corrida  $n$  (kg/d·1000m<sup>2</sup>);

$L_{in}$  carga orgánica aplicada a la etapa  $i$  durante la corrida  $n$  (kg DBO/d·1000m<sup>3</sup>).

Si la temperatura mínima de operación ( $T$ ) es menor de 12°C, es necesario corregir los valores de  $L_{in}$  por medio del factor de corrección por temperatura fundamentado en la ecuación de Arrhenius, como se ha mencionado en el capítulo 3.3.1

$$L_{in}(\text{CORREGIDO}) = L_{in}(\text{EXPERIMENTAL}) (1.05)^{(T-12)} \quad (5.5)$$

Si la temperatura mínima anual de operación es mayor de 12°C, la corrección no es necesaria.

Se grafican los  $n$  valores de  $1/L_{in}$  contra  $1/L$  y se determina la pendiente y la ordenada al origen de la recta de mejor ajuste que se obtenga para cada valor de  $i$ , es decir, para cada etapa. De acuerdo con la forma linearizada de la ecuación de Stover y Kincannon (ecuación 4.20), los valores de la pendiente y la ordenada al origen están relacionadas con las constantes cinéticas según las ecuaciones 5.6 y 5.7.

$$\text{pendiente} = \frac{K_1}{M_1} \quad (5.6)$$

$$\text{ord. al origen} = \frac{1}{M_1} \quad (5.7)$$

donde

$K_1$  constante de saturación (kg/d·1000m<sup>3</sup>);

$M_1$  rapidez máxima de eliminación de contaminantes (kg/

d-1000m<sup>2</sup>).

Se obtienen de esta forma cuatro parejas de constantes de eliminación de DBO o DGO (K y M) correspondientes a cada una de las etapas del proceso.

#### 5.4.1.3 Determinación de las constantes cinéticas de nitrificación

Para la determinación de las constantes cinéticas de nitrificación se requiere primeramente identificar las etapas del proceso en las cuales se lleva a cabo la nitrificación. El mencionado proceso depende de la presencia de bacterias nitrificantes. La nitrificación se identifica al disminuir la concentración de nitrógeno amoniacal ( $\text{NH}_3\text{-N}$ ) conjuntamente con el aumento de la concentración de nitratos ( $\text{NO}_3\text{-N}$ ) en el agua de desecho. Con base en el perfil de concentraciones de  $\text{NH}_3\text{-N}$  y de  $\text{NO}_3\text{-N}$  pueden identificarse las etapas del proceso en las cuales se lleva a cabo la nitrificación y obtener para ellas las constantes cinéticas correspondientes.

Una vez identificadas las etapas donde se nitrifica, se procede a la determinación de las constantes cinéticas de forma análoga a la descrita en el capítulo 5.4.1.2, pero utilizando los datos de concentración de nitrógeno amoniacal ( $C_{n1}$ ).

Para cada una de las etapas nitrificantes es necesario determinar los n valores de  $L_{nN}$  y  $L_n$  según las ecuaciones 5.8 y 5.9.



$$L_{N(i)} = \frac{Q_n(C_{(i-1)n} - C_{in})}{A_i} \quad (5.8)$$

$$L_{N(i)} = \frac{Q_n \cdot C_{(i-1)n}}{A_i} \quad (5.9)$$

donde

$L_{N(i)}$  tasa de eliminación de nitrógeno amoniacal en la etapa i durante la corrida n;

$L_{N(i)}$  carga amoniacal aplicada a la etapa i durante la corrida n;

$C_{in}$  concentración de  $\text{NH}_3\text{-N}$  en la etapa i durante la corrida n.

Como se menciona en el capítulo 3.3.1, la temperatura afecta en forma más drástica al proceso de nitrificación que a la eliminación de DBO o DGO. Esto implica que el factor de corrección por temperatura para la eliminación de  $\text{NH}_3\text{-N}$  no sea el mismo que para la eliminación de DBO o DGO.

En el caso de la nitrificación, la corrección está dada por la ecuación 5.10 cuando la temperatura es menor de  $20^\circ\text{C}$  y si la temperatura es mayor de  $20^\circ\text{C}$  la corrección no es necesaria.

$$L_{N(\text{CORREGIDA})} = L_{N(\text{EXPERIMENTAL})} (1.10)^{(T-20)} \quad (5.10)$$

donde la temperatura T está dada en grados centígrados (PANO et al, 1983).

Una vez corregidos los valores, se grafica  $1/L_{Ni}$  contra  $1/L_{Ni}$  para cada una de las etapas nitrificantes y se determinan los valores de la pendiente y de la ordenada al origen de la recta de mejor ajuste, las cuales están relacionadas con las constantes de nitrificación según las ecuaciones 5.11 y 5.12.

$$\text{pendiente} = \frac{K_{Ni}}{M_{Ni}} \quad (5.11)$$

$$\text{ord. al origen} = \frac{1}{M_{Ni}} \quad (5.12)$$

donde

$K_N$  constante de saturación de la nitrificación  
(kg  $\text{NH}_3\text{-N/d}\cdot 1000\text{m}^2$ );

$M_N$  rapidez máxima de nitrificación  
(kg  $\text{NH}_3\text{-N/d}\cdot 1000\text{m}^2$ );

i etapa nitrificante.

Se obtienen así las constantes cinéticas de nitrificación,  $K_N$  y  $M_N$ , correspondientes a cada etapa nitrificante del proceso.

#### 5.4.2 Cálculo del área superficial

Una vez obtenidos los parámetros cinéticos, se calcula el área superficial necesaria para llevar a cabo el tratamiento. Se identifican dos casos:

- 1) No se requiere nitrificación. En este caso el diseño sólo involucra la determinación del área necesaria para llevar

a cabo la eliminación de material carbonoso (DBO o DGO).

- 2) Se requiere nitrificación. En este caso el cálculo debe determinar el área de contacto necesaria para la eliminación simultánea de material carbonoso y de nitrógeno amoniacal .

Debe considerarse que, aunque no se desee nitrificar, la nitrificación puede presentarse. Este hecho hace necesaria la consideración del consumo de oxígeno por nitrificación además del consumo de oxígeno por eliminación de DBO o DGO.

#### 5.4.2.1 Eliminación de DBO carbonosa

Para calcular el área superficial necesaria para la eliminación de DBO o DGO se requiere la siguiente información:

- 1) Los parámetros especificados los capitulos 5.4.1.1 y 5.4.1.2:
  - Carga orgánica límite ( $l_0$ ).
  - Constantes de eliminación de carbono para cada una de las etapas ( $M_1$ ,  $K_1$ ).
- 2) El gasto promedio de las aguas de desecho ( $Q$ ).
- 3) DBO en el afluente ( $S_0$ ).
- 4) DBO en el efluente ( $S_e$ ).

En principio el área superficial queda determinada al resolver el sistema de ecuaciones formado cuando se utiliza la ecuación de

diseño (4.18) para cada una de las etapas. Escrita en forma explícita para la concentración de sustrato (DBO o DGO), la ecuación de diseño queda:

$$S_i = S_{i-1} \left[ 1 - \frac{M_i}{K_i + \frac{QS_{i-1}}{A_i}} \right] \quad (5.13)$$

El sistema está formado por 4 ecuaciones (una para cada etapa) y siete incógnitas pues se desconocen el área de cada etapa y las concentraciones en las etapas 1, 2 y 3. Es posible reducir el número de variables para tener un sistema de cuatro ecuaciones con cuatro incógnitas si se fija una relación entre las áreas de las diferentes etapas y se expresan todas las áreas en función de una sola. Algunas opciones son:

- a)  $A_1 = A_2 = A_3 = A_4$  (etapas iguales);
- b)  $A_1 = 2A_2 = 2A_3 = 2A_4$  (la primera etapa del doble del tamaño de las otras);
- c)  $A_1 = 2A_2 = 2A_3$  (igual que la opción b pero sin una cuarta etapa).

Sin embargo, la solución matemática no contempla las limitaciones de transferencia de oxígeno. La carga orgánica aplicada a la primera etapa (o a todas) puede tomar valores mayores que la carga orgánica límite ( $l_0$ ) que puede aceptar el proceso con las consecuencias que ya se han mencionado anteriormente (ver capítulo

## 5.4.1.1).

Se recomienda la solución del sistema de ecuaciones de una forma iterativa utilizando los valores de los parámetros cinéticos  $M_1$  y  $K_1$ , asignando valores de  $A$  a una determinada opción del arreglo de las etapas y considerando  $S_n$  como criterio de convergencia. Una vez obtenidos los valores de diseño es necesario comparar la carga orgánica en la primera etapa con la carga orgánica límite. Si la carga orgánica en la primera etapa es mayor que la carga orgánica límite es necesario aumentar el área superficial en la primera etapa para reducir la carga orgánica hasta que  $L_1$  sea menor o igual que  $l_0$ , lo cual se logra modificando el arreglo de las etapas o considerando el mismo arreglo con una primera etapa de mayor área superficial. En caso de que la carga orgánica en la primera etapa sea menor o igual que la carga límite, se puede dar por terminado el cálculo del área superficial necesaria para eliminar DBO o DQO.

A continuación, se presentan algunos comentarios acerca de una de las opciones de diseño.

El diseño que da como resultado área superficial mínima es aquel en el cual todas las etapas reciben la carga orgánica límite. En este caso el área para la etapa  $i$  está dada por la ecuación (5.14).

$$A_i = \frac{Q \cdot S_{(i-1)}}{l_0} \quad (5.14)$$

Las concentraciones en cada etapa se calculan con por medio de la ecuación de diseño (5.13), modificándola para dar

$$S_1 = S_{1-1} \left[ 1 - \frac{M_1}{K_1 + l_0} \right] \quad (5.15)$$

en la cual la carga orgánica aplicada a cualquier etapa es  $l_0$ .

Diseñar con el criterio de "etapas cargadas el límite" para dar como resultado área mínima conduce necesariamente a tener áreas diferentes para las etapas donde, la primera etapa tiene la mayor área superficial y la última etapa la menor área.

Aunque desde el punto de vista económico (con base en el área superficial total) la anterior aparenta ser la mejor opción, no lo es desde el punto de vista de operación y eficiencia del proceso. El diseño se efectúa utilizando el gasto promedio de las aguas de desecho, lo cual implica que se presentan periodos de operación en los cuales el biodisco recibe cargas orgánicas mayores que  $l_0$  en todas las etapas. En estos casos el proceso no proporciona la calidad deseada en el efluente y las condiciones de operación pueden llegar a ser anaerobias (KINCANNON et al, 1984).

Es de esperarse que en las etapas cargadas al límite, no se lleven a cabo procesos de nitrificación, ya que las bacterias nitrificantes no encuentran condiciones favorables para su desarrollo. Como resultado de la competencia por el incipiente

oxígeno disuelto las poblaciones de bacterias nitrificantes son desplazadas del sistema por los microorganismos heterótrofos. Además las bacterias nitrificantes son presa fácil de organismos bacteriófagos.

#### 5.4.2.2 Tratamiento combinado. Eliminación de DBO o DGO y nitrificación

El caso de tratamiento combinado se aborda de manera similar al de eliminación de material carbonoso. Utilizando las constantes cinéticas de nitrificación se determina si el área superficial obtenida para la eliminación de DBO o DGO es suficiente para eliminar el nitrógeno amoniacal. Cuando el área superficial es suficiente para eliminar material carbonoso y nitrógeno amoniacal se considera concluido el diseño. En caso contrario se efectúa un proceso iterativo aumentando el área de todas las etapas, en donde el criterio de convergencia es la concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente. A continuación se describe el procedimiento detalladamente.

La información necesaria para determinar el área superficial en el caso de tratamiento combinado es:

- 1) Los parámetros cinéticos especificados en el capítulo

##### 5.4.1:

- a) carga orgánica límite (10)
- b) constantes cinéticas de eliminación de material carbonoso para cada una de las etapas ( $M_1$ ,  $K_1$ )

- c) constantes de nitrificación para cada una de las etapas nitrificantes ( $M_{Ni}, K_{Ni}$  donde  $i$  = etapa nitrificante)
- 2) Gasto promedio de las aguas de desecho (Q)
  - 3) DBO o DQO en el afluente ( $S_0$ )
  - 4)  $NH_3-N$  en el afluente ( $C_0$ )
  - 5) DBO o DQO en el efluente ( $S_e$ )
  - 6)  $NH_3-N$  en el efluente ( $C_e$ )

Es necesario saber en cuáles etapas se llevan a cabo procesos de nitrificación. Utilizando la información de concentraciones de nitrógeno amoniacal obtenida durante la experimentación en el equipo piloto, se recomienda construir una grafica como la descrita en la figura 3.12 y así identificar fácilmente las etapas nitrificantes bajo diferentes cargas orgánicas.

Partiendo del valor de área superficial obtenida para la eliminación de DBO o DQO y respetando el arreglo de etapas, se procede a calcular las concentraciones de  $NH_3-N$  en cada etapa utilizando la ecuación (5.16)

$$C_i = C_{i-1} \left[ 1 - \frac{M_{Ni}}{K_{Ni} + \frac{Q C_{i-1}}{A_i}} \right] \quad (5.16)$$

donde

- $C_i$  concentración de  $NH_3-N$  en la etapa  $i$ ;
- $A_i$  área superficial de la etapa  $i$ ;
- $M_{Ni}, K_{Ni}$  constantes cinéticas de nitrificación;



i etapa nitrificante;

Si el valor calculado para  $C_a$  es igual o menor que el valor de concentración en el efluente de la última etapa ( $C_u$ ), se considera que el área superficial determinada para la eliminación de DBO o DQO también es suficiente para la nitrificación. Si el valor de  $C_a$  es mayor que  $C_u$  significa que el área superficial determinada originalmente no cubre los requerimientos de nitrificación: se requiere una mayor área superficial. El diseño entonces estará determinado por los requerimientos de nitrificación y no por los de eliminación de DBO o DQO.

El siguiente paso consiste en efectuar nuevamente un proceso iterativo, utilizando la ecuación (5.16), aumentando el área superficial de todas y cada una de las etapas en un determinado porcentaje. El criterio de convergencia es la concentración de  $\text{NH}_3\text{-N}$  especificada por las bases de diseño ( $C_u$ ), de tal forma que  $C_a$  sea menor o igual que  $C_u$ .

Al aumentar el área disminuye la carga orgánica superficial en todas las etapas, aumentando la seguridad en la operación del sistema para la eliminación de DBO o DQO y al mismo tiempo se favorecen las condiciones para el desarrollo de poblaciones de bacterias nitrificantes.

Es importante señalar que en el caso de requerirse nitrificación, este trabajo considera que la alcalinidad de las aguas de desecho por tratar es suficiente para amortiguar el medio e impedir

cambios de pH que afecten de forma negativa los procesos de nitrificación (ver los capítulos 3.3.2 y 3.3.3)

#### 5.4.3 Escalamiento

El escalamiento está relacionado principalmente con las características de transferencia de oxígeno. Cuando el consumo de oxígeno excede la capacidad de transferencia se puede provocar un espesor excesivo de la biopelícula y/o la proliferación de organismos nocivos, lo cual resulta en un decremento neto de la eliminación de contaminantes. Debido a esto, la limitación de la carga orgánica en la primera etapa sujeta a valores compatibles con la capacidad de transferencia de oxígeno del sistema es una restricción importante en el diseño de biodiscos.

Un estudio comparativo entre un equipo piloto ( $d=0.45\text{m}$ ) y uno a gran escala ( $d=3.6\text{m}$ ) muestra que con los dos sistemas, se obtienen eficiencias de eliminación prácticamente iguales cuando la carga orgánica no rebasa los  $12.2\text{ kg DBO/d}\cdot 1000\text{m}^2$  (STOVER et al, 1984). Es decir que, por abajo de este valor, no hay problemas de transferencia de oxígeno y la eficiencia de tratamiento no depende del diámetro. Por tanto, si la carga orgánica en cualquier etapa del equipo piloto no excede el valor límite, el escalamiento puede hacerse directamente. Sin embargo con cargas orgánicas que rebasen el valor máximo permisible ( $l_0$ ), las limitaciones de oxígeno tendrán que tomarse en cuenta y el escalamiento no será directo.

En el procedimiento de diseño presentado en este trabajo se adopta la filosofía de no sobrecargar ninguna de las etapas, por lo cual se hace énfasis en la determinación experimental de la carga orgánica límite (10).

Al no sobrepasar la carga orgánica límite se asegura que no se presentarán condiciones limitantes de oxígeno en ninguna etapa y por tanto, las constantes de eliminación determinadas con el equipo piloto serán válidas para el biodisco a gran escala.

Con respecto a la nitrificación, KINCANNON et al (1984) señala que se obtienen los mismos niveles de nitrificación para ambos sistemas bajo cualquier condición de carga amoniacal: no hay problemas de escalamiento para la nitrificación. De hecho, es lo que se espera porque el problema de escalamiento para la eliminación de DBO o DQO sólo se presenta cuando existen condiciones limitantes de oxígeno y, durante la nitrificación, es esencial que no se presenten tales limitaciones pues, en caso de haberlas, la nitrificación no se lleva a cabo.

#### 5.5 Caso particular. Desechos domésticos

En esta sección se describe un procedimiento empírico para la determinación del área superficial. El método utiliza información obtenida con biodiscos en operación y ordena, en forma de correlaciones empíricas, algunas variables de diseño.

El método sólo es aplicable cuando se trata de aguas de desecho de

tipo doméstico con concentraciones menores o iguales a 150 mg/l medidos como DBO soluble y menores o iguales a 30 mg/l en lo que se refiere a nitrógeno amoniacal. Para concentraciones mayores que estos valores límite no existen datos para el diseño empírico; el diseño debe efectuarse entonces por medio del método descrito en secciones anteriores.

Para efectuar el diseño empírico se utilizan las siguientes relaciones gráficas:

- Concentración de DBO en el efluente contra carga hidráulica, figura 5.3 (AUTOTROL, 1978).
- Concentración de nitrógeno amoniacal en el efluente contra carga hidráulica, figura 5.4 (AUTOTROL, 1978).
- Factor de corrección a la carga hidráulica contra temperatura, figura 5.5 (eliminación de DBO), (ANTONIE, 1976).
- Factor de corrección a la carga hidráulica contra temperatura, figura 5.6 (nitrificación), (ANTONIE, 1976).

#### 5.5.1 Determinación del área superficial

Al igual que en el caso general, discutido en el capítulo 5.4 se consideran en esta sección los casos de eliminación de DBO sin nitrificación y de tratamiento combinado.

##### 5.5.1.1 Eliminación de DBO

Para efectuar el diseño se requiere la siguiente información como

**base de diseño:**

- Gasto promedio de las aguas de desecho a tratar (Q)
- Concentración de DBO en el afluente ( $S_o$ )
- Concentración de DBO en el efluente ( $S_e$ )
- Temperatura mínima de operación (T)

Los pasos por seguir son los siguientes:

- 1) Utilizando la figura 5.3 se determina la carga hidráulica que permite la eliminación requerida.
- 2) El área superficial necesaria se calcula por medio de la ecuación (5.17)

$$A = \frac{Q}{CH_b} \quad (5.17)$$

donde

- A área superficial total;
- Q gasto de diseño;
- $CH_b$  carga hidráulica de diseño.

La carga hidráulica de diseño es la que se ha determinado por medio de la figura 5.3 cuando la temperatura mínima de operación es mayor de 13°C. Si la temperatura mínima de operación es menor de 13°C es necesario corregir la carga hidráulica de la figura 5.3 por medio del factor de corrección  $\alpha$ , el cual se obtiene a partir de la figura 5.5.

La carga hidráulica de diseño está dada entonces por:

$$CH_D = \frac{CH_{13}}{\alpha} \quad (5.18)$$

donde

$CH_{13}$  Carga hidráulica cuando la temperatura de operación es mayor de 13°C.

### 5.5.1.2 Tratamiento combinado. Eliminación de DBO y nitrificación

Para efectuar el diseño se requiere la siguiente información:

- Gasto promedio de las aguas de desecho por tratar (Q)
- Concentración de DBO en el afluente ( $S_0$ )
- Concentración de DBO en el efluente ( $S_e$ )
- Concentración de  $NH_3-N$  en el afluente ( $C_0$ )
- Concentración de  $NH_3-N$  en el efluente ( $C_e$ )
- Temperatura mínima de operación (T)

Para determinar el área superficial que requiere el tratamiento combinado es necesario saber cuál de los dos procesos controla el diseño. El proceso que controla o determina el diseño es aquel que utiliza la carga hidráulica menor o bien, dicho de otra forma, el que requiere la mayor área superficial.

Es necesario entonces calcular la carga hidráulica de diseño basada en la eliminación de DBO como se indica en el capítulo 5.5.1.1 y además determinar la carga hidráulica de diseño para llevar a cabo la nitrificación. Esta última se determina de manera

similar a la de eliminación de DBO y los pasos por seguir se describen a continuación.

- 1) Utilizando la figura 5.4 se determina la carga hidráulica que permite la nitrificación requerida. Al igual que en el caso de eliminación de DBO, si la temperatura es mayor de 13°C, la carga hidráulica determinada de esta manera es la carga hidráulica de nitrificación. De no ser así, es necesario corregir la carga hidráulica determinada por medio del factor de corrección por temperatura para la nitrificación ( $\alpha_N$ ), el cual se obtiene con ayuda de la figura 5.6.

La carga hidráulica para la nitrificación está dada entonces por la ecuación (5.19)

$$CH_{N.T} = \frac{CH_{N.13}}{\alpha_N} \quad (5.19)$$

donde

$CH_{N.T}$  carga hidráulica de nitrificación a la temperatura de operación;

$CH_{N.13}$  carga hidráulica de nitrificación cuando la temperatura de operación es mayor de 13°C;

$\alpha_N$  factor de corrección por temperatura para la nitrificación.

- 2) Una vez corregidas las cargas hidráulicas para eliminación de DBO y para nitrificación (si ha sido necesario), la

menor de las dos cargas hidráulicas se utiliza para caloular el área superficial.

#### 5.5.2 Tamaño de la primera etapa

Como se ha mencionado en secciones anteriores, es necesario operar el biodisco bajo condiciones no limitantes de oxígeno. Si el biodisco recibe una carga orgánica muy alta, el proceso de tratamiento estará limitado por la transferencia de oxígeno. Para prevenir lo anterior, la carga orgánica en la primera etapa del proceso debe tener valores entre 12.2 y 19.5 kg DBO/d·1000m<sup>2</sup>, dependiendo de las características del equipo que controlan la transferencia de oxígeno.

En el apéndice A se presenta un ejemplo numérico del procedimiento de diseño para aguas de desecho de tipo doméstico.



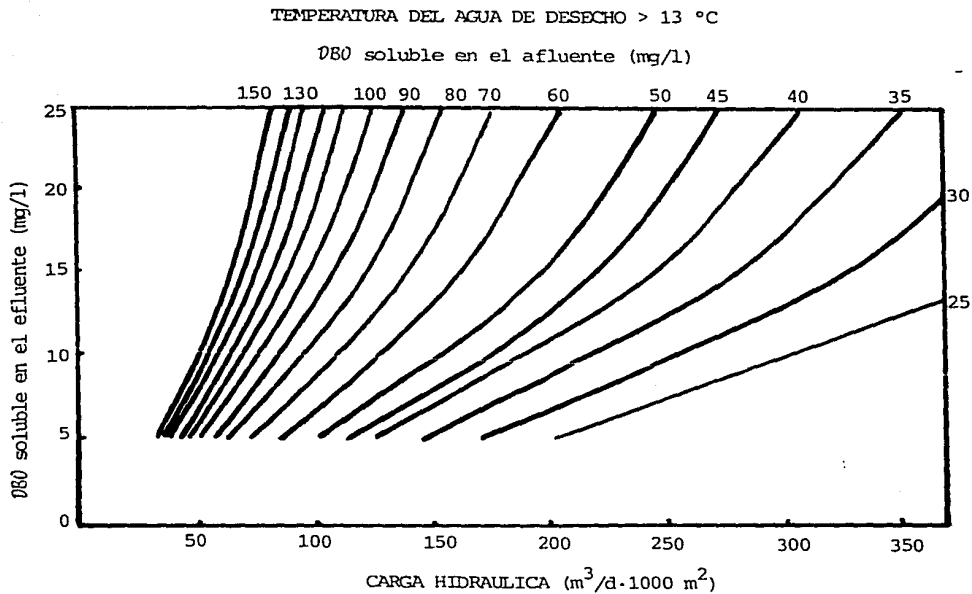
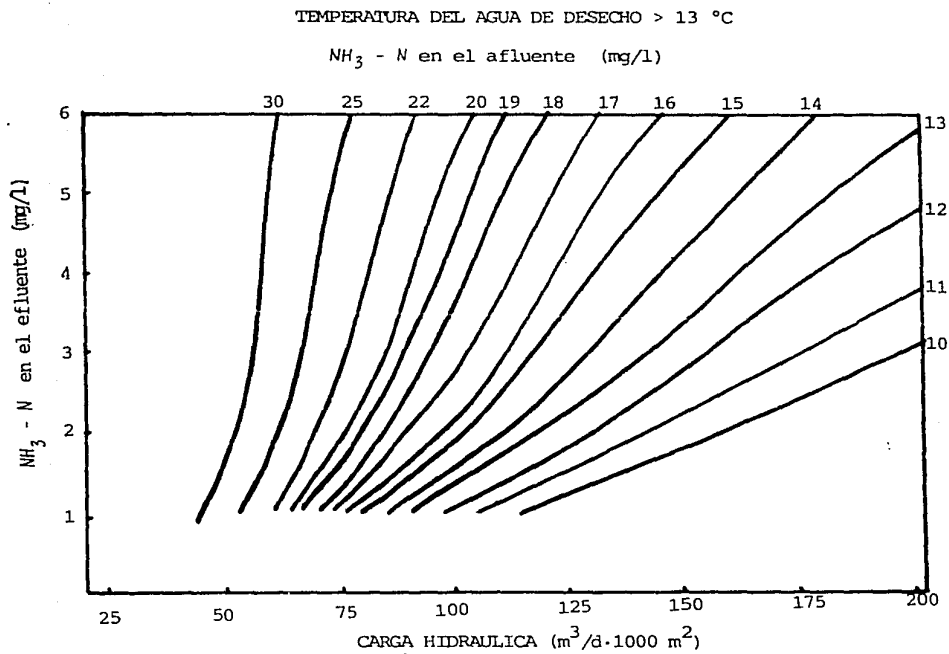


Figura 5.3 DBO en el efluente como función de la carga hidráulica para temperaturas mayores de 13°C (AUTOTROL, 1978)



**Figura 5.4** Nitrógeno amoniacal en el efluente como función de la carga hidráulica para temperaturas mayores de 13°C (AUTOTROL, 1978)

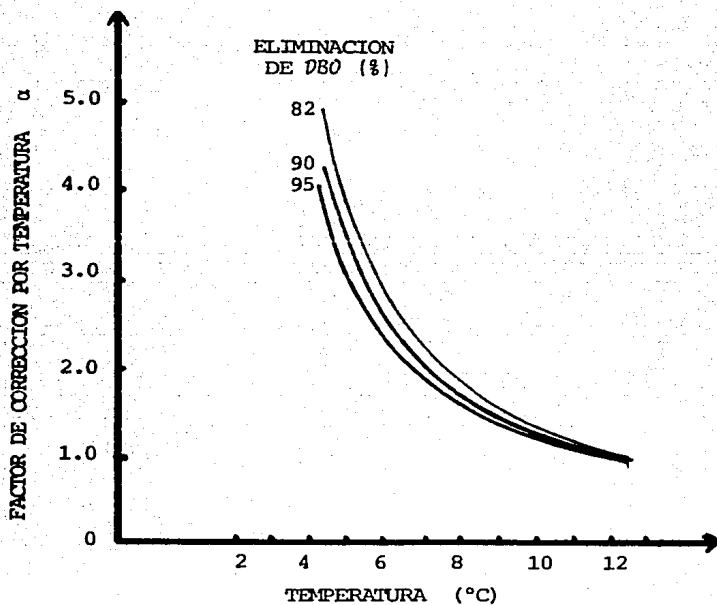


Figura 5.5 Factor de corrección por temperatura, para la eliminación de DBO (ANTONIE, 1976).

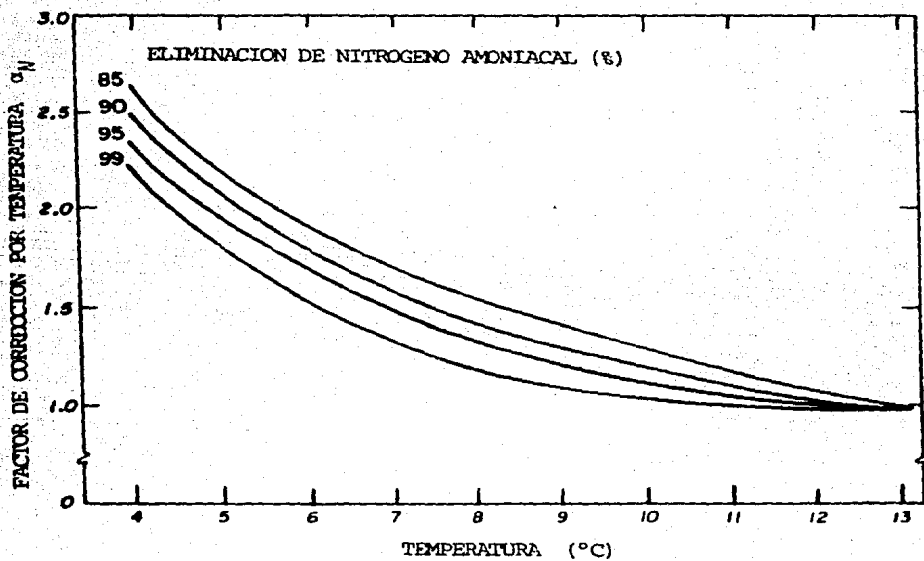


Figura 5.6 Factor de corrección por temperatura, para la nitrificación (ANTONIE, 1976).

## 6. DISCUSION Y CONCLUSIONES

El proceso de biodiscos es un proceso biológico de película fija que se ha utilizado con éxito para eliminar material orgánico soluble contenido en las aguas provenientes de diferentes tipos de efluentes con desechos contaminantes, incluyendo nitrógeno amoniacal. Hay que resaltar el hecho de que, bajo condiciones adecuadas, en el biodisco se lleva a cabo la nitrificación aunque el agua de desecho no contenga nitrógeno amoniacal antes de entrar al proceso ya que éste se genera como resultado del catabolismo aerobio.

Debido a que el sistema involucra una película biológica adherida, es fundamental proveer el área necesaria para el crecimiento de los microorganismos responsables del tratamiento. "El área superficial es de hecho "el tamaño del reactor" y por tanto es el

parámetro de diseño que debe ser especificado con menor incertidumbre.

Desde los trabajos iniciales de HARTMANN (1960) se han efectuado diferentes acercamientos para determinar el área superficial:

- a) El acercamiento completamente empírico es el caso de las correlaciones multivariadas hechas sobre una muestra grande de datos experimentales;
- b) el acercamiento semiempírico involucra constantes a las que se les puede dar una interpretación fenomenológica más o menos precisa;
- c) el acercamiento fenomenológico toma como puntos de partida los fenómenos involucrados en procesos de película fija, tales como: transferencia de masa (fenómenos difusionales) y reacción química (fenómenos cinéticos).

Hasta ahora no es posible contar con un modelo fenomenológico que cumpla con las expectativas de diseño 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 aún 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: el sistema microbiano depende del medio de cultivo. Una vez formulado, el modelo debe ser calibrado con todos los componentes de las aguas de desecho para obtener las constantes involucradas que sirvan para representar confiablemente al proceso, lo cual es prácticamente imposible.

A falta de un modelo fenomenológico integral, es decir, que involucre todos los parámetros de diseño por determinar, lo que conviene es pensar en un modelo simple que permita entender el comportamiento del proceso y que pueda utilizarse con propósitos de diseño.

El modelo cinético de eliminación de contaminantes utilizado en este trabajo es un modelo muy simple que involucra un criterio fundamental de diseño: la carga orgánica (ver capítulos 4.6, 5.1 y 5.2). Los primeros diseños de biodiscos se basaron en la carga hidráulica, otorgándole poca importancia a la concentración de sustrato (ver capítulo 3.3.9). El concepto de carga orgánica toma en cuenta ambos factores y ha demostrado ser un concepto útil para predecir la eliminación. A pesar de que el modelo es experimental, 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, de manera análoga al límite de la cinética enzimática. En el modelo intervienen solamente dos constantes que pueden ser determinadas de manera sencilla y confiable.

La carga orgánica es con mucho la variable más importante en la operación y diseño de biodiscos pues está relacionada intrínsecamente con la eliminación de contaminantes, la capacidad de transferencia de oxígeno y la nitrificación.

La carga orgánica es una variable que contiene al gasto y a la concentración de contaminantes, los cuales unidos son una medida de la cantidad de material orgánico que entra al proceso y ésta a su vez determina la rapidez de eliminación.

Es de fundamental importancia conocer la carga orgánica máxima que puede manejar el proceso -de acuerdo con sus características de transferencia de oxígeno- con el fin de evitar anaerobiosis en el sistema y de obtener la calidad deseada en el efluente. Se ha insistido en que el valor límite de carga orgánica es 12.2 kg DBO/d·1000m<sup>3</sup> (BRENNER et al, 1984) pero realmente este valor depende de la capacidad de transferencia de oxígeno del equipo, la cual está determinada a su vez por la velocidad de rotación y por el tipo y configuración del material utilizado como soporte (ver capítulo 3.3.9). Al aumentar la velocidad de giro mejora la transferencia de oxígeno y por tanto mejora la capacidad de eliminación de contaminantes; por otro lado, el consumo de energía aumenta exponencialmente. Con velocidades altas los requerimientos de área superficial disminuyen, pero el precio de este ahorro se paga con energía eléctrica; es necesario resolver el compromiso entre estos dos factores (área contra kW·h) y encontrar la velocidad adecuada (ver capítulo 3.3.5). La carga orgánica límite solamente puede ser determinada de forma experimental.



La rapidez de las reacciones de nitrificación depende inversamente de la carga orgánica (ver capítulo 3.3.9). ANTONIE (1976) ha mencionado que la nitrificación se vuelve significativa cuando la DBO ha disminuido hasta 18 mg/l, lo cual es parcialmente falso pues la nitrificación no está en función de la concentración de materia orgánica sino que depende de un valor de carga orgánica que permita el desarrollo de poblaciones de bacterias nitrificantes. Por ejemplo, la DBO puede ser igual a 18 mg/l y estar asociada con un gasto tal que la carga orgánica sea mucho mayor a la carga orgánica límite. En este caso el proceso estará limitado por la transferencia de oxígeno y como además el tiempo de duplicación de las bacterias nitrificantes es mucho mayor que el tiempo de permanencia de los microorganismos heterótrofos en el sistema, es de esperarse que no ocurran procesos de nitrificación.

Además de la carga orgánica el proceso es afectado por otros factores tales como la temperatura, el pH y el número de etapas.

El principal efecto de la temperatura recae sobre la cinética de eliminación de contaminantes al afectar el metabolismo microbiano. En el caso de la eliminación de DBO (o DGO) se ha encontrado que las temperaturas más favorables son las mayores de 13°C (ver capítulo 3.3.1). Por arriba de este valor la eficiencia de eliminación no se mejora notablemente y, aunque el proceso puede trabajar a temperaturas menores, el efecto del descenso de la temperatura es tan importante que es necesario corregir los parámetros de diseño para compensar tal efecto (ver capítulo 3.3.1). Se han identificado dos formas para corregir los efectos

por temperaturas bajas: una de ellas es empírica y compensa los efectos disminuyendo la carga hidráulica. La otra corrige la cinética de eliminación utilizando la ecuación de Van't Hoff-Arrhenius. Las dos formas de corrección dan como resultado un aumento del área superficial.

Deducido a partir de la ecuación de Van't Hoff-Arrhenius y determinado experimentalmente (ver capítulo 3.3.1), el factor de corrección por temperatura para la nitrificación es mayor que el de eliminación de DBO. Esto implica que un descenso de temperatura afecta más a la cinética de nitrificación que a la de eliminación de material carbonoso.

Cuando la temperatura es de 20°C o superior la eliminación de nitrógeno amoniacal por nitrificación no mejora significativamente y cuando es menor de 20°C la eficiencia se ve afectada notablemente.

El pH tiene un efecto selectivo sobre la composición de poblaciones microbianas al ser, de forma análoga a la temperatura, un factor que afecta las condiciones del medio. Se ha observado que las variaciones de pH afectan de forma más importante el metabolismo de las bacterias nitrificantes que el de las heterótrofas. La nitrificación cesa cuando el pH es inferior a 6.0 y, con valores mayores de 8.2 la concentración de  $\text{NH}_3$  inhibe el metabolismo de las bacterias nitrificantes (FOCHT et al, 1977), por tanto, es importante que cuando se requieran efluentes nitrificados deberán evitarse cambios significativos en el pH, lo

cual puede lograrse tamponando el agua de desecho con algún compuesto alcalino. Normalmente las aguas de desecho de tipo doméstico poseen una alcalinidad suficiente para amortiguar las variaciones de pH (alrededor de 200 mg/l como  $\text{CaCO}_3$ ). Sin embargo, en caso de tratarse de aguas de desecho sin la alcalinidad suficiente, es necesario tomar en cuenta que la nitrificación destruye en promedio 7.14 mg de alcalinidad (como  $\text{CaCO}_3$ ) por cada miligramo de  $\text{NH}_3$  oxidado.

La división en etapas ha demostrado tener dos efectos benéficos sobre la operación del proceso: se mejora la distribución del tiempo de residencia y se favorece el desarrollo de poblaciones bacterianas especializadas en la degradación del sustrato presente en cada etapa. La experiencia ha demostrado que, en general, un número entre 3 y 5 etapas es suficiente dependiendo del tipo de aguas por tratar y de la calidad deseada. Si se aumenta el número de etapas, se favorece el desarrollo de organismos predadores que, al alimentarse de los organismos que conforman la película, evitan que la etapa participe en la degradación de material soluble.

Como se ha mencionado en la discusión precedente, el parámetro de diseño que debe ser determinado con la menor incertidumbre es el área superficial. Es necesario efectuar un estudio de tratamiento con el fin de determinar las constantes cinéticas del modelo de eliminación asociadas al tipo específico de agua de desecho por tratar y, por tanto, asociadas también a las poblaciones bacterianas responsables del tratamiento. Una vez determinadas las constantes cinéticas experimentales, el área superficial puede

ser calculada utilizando un procedimiento matemático, pero la solución no está determinada únicamente por los resultados del procedimiento matemático, la solución requiere además del criterio del ingeniero de diseño. Por esta razón, en este trabajo se propone una solución, a manera de simulación, que permita al diseñador observar lo que está ocurriendo con la carga orgánica, el área superficial por etapa y las concentraciones intermedias. El ingeniero de diseño debe proponer la solución final utilizando esa "simulación" y su criterio fundamentado en el conocimiento de la influencia que tienen las variables de operación sobre el proceso global.

## 7. REFERENCIAS

1. Allessan, J. E.; Veil, J. A.; Canaday, J. T. "Scanning electron microscope evaluation of rotating biological contactor biofilm". Water Research, 16, pp. 543 to 550, 1982.
2. 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., 1981.
3. Antonie, R. L. "Fixed biological surfaces wastewater treatment". CRC Press. Inc. Ohio, U.S.A., 1976.
4. Autotrol Corporation. "Autotrol wastewater treatment systems design manual". Autotrol Corp., Milwaukee, WI., 1978.
5. Bandy, J. T. ; Scholze, R. J. "Effects of periodically reversing the directions of flow through an RBC". Journal WPCF, 55(12): 1457-1460, 1983.
6. Benefield, L.; Randall, C. W. "Biological process design for wastewater treatment". Prentice Hall. Series in Env. Sci., Englewood Cliffs, N.J., 1980.
7. Bintanja, H. H. J.; Van Der Erve, J. J. V. M.; Boelhouwer, C. "Oxygen transfer in a rotating disc treatment plant". Water Research, 9, pp. 1147 to 1153, 1975.
8. Bintanja, H. H. J. ; Brunsmann, J. J.; Boelhouwer, C. "The use of oxygen in a rotating disc process". Water Research, 10, pp. 561 to 565, 1976.
9. Borghei, S. M. "Treatment of the effluent of a glucose production plant using a RBC". Process Biochem., 16(2): 29-34, 1981.

10. Brenner, R. C.; Heidman, J. A. ; Opatken, E. J. ; Petrasek, A. "Design information on rotating biological contactor". Informe EPA 600/2-84-100. Enviromental Protection Agency, Cincinnati, E. U., 1984.
11. Clark, J.; Moseng, E.; Asano, T. "Performance of a RBC under varying wastewater flow". Journal WPCF, 50(5): 896-911, 1978.
12. Comisión del Plan Nacional Hidráulico. "Disponibilidad de agua y suelo". Anexo 2 del Plan Nacional Hidráulico 1981, SARH, 1981.
13. Cook, E. E.; Wu, B. C. "Fasting conditions and intermittent loading in a fixed film biological reactor". Journal WPCF, 51(10): 2429-2431, 1979.
14. Chesner, W. ; Iannone, 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.
15. Chung, T.; Borchardt, J. A. "Biological nitrification of a secondary waste effluen usign rotating discs". Second International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia, 1984.
16. Del Borghi, M.; Palazzi, F.; Parisi, F.; Ferraiolo, G. "Influence of process variables on the modelling and design of a rotating biological surface". Water Research, 19(5): 573-580, 1985.
17. 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.
18. Ellis, R. V.; Banaga, S. E. I. "A study of rotating - disk

treatment units operating at different temperatures", en Internationale Dokumentation über das Scheibentauchkörperverfahren. Verlagsdruckerei J. F. Bonfingher KG, Tuttlingen, Germany, 1976.

19. Environmental Protection Agency. "Process design manual for nitrogen control". Ed. U.S. EPA Tech. Transfer, 1975.
20. Focht, D. D.; Verstraete, W. "Biochemical ecology of nitrification and denitrification", en Advances in Microbial Ecology. Editado por M. Alexander. Plenum Press, N. Y., 1977.
21. Friedman, A.; Robbins, L.; Woods, R. "Effect of disk rotational speed on biological contactor efficiency". Journal WPCF, 51(11): 2678-2690, 1979.
22. Fujie, K.; Bravo, H. E.; Kubota, H. "Operational design and power economy of a rotating biological contactor". Water Research, 17(9): 1153-1162, 1983.
23. González Martínez, S. "Problemática de tecnología en tratamiento de aguas de desecho". Memorias del 5<sup>o</sup> Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Puebla, Pue., 1986.
24. Hartmann, H. "Untersuchungen über die biologische Reinigung von Abwasser mit Hilfe von Tauchtropfkörpern". Informe Técnico No. 9, Institut für Siedlungswasserwirtschaft, Universidad de Stuttgart, Rep. Fed. Alemana, 1960.
25. Hitdlebaugh, J. A.; Miller, R. D. "Operational problems with rotating biological contactors". Journal WPCF, 53(8): 1283-1293, 1981.
26. Huang, Ju-Chang; Bates, V. T. "Comparative performance of rotating biological contactors usign air and pure oxygen". Journal WPCF, 52(11): 2686-2703, 1980.

27. Josephson, F. M. "Fixed film biological processes". *Environmental Science and Technology*, 16(7): 380A-384A, 1982.
28. Kincannon, D. F.; Stover, E. L.; Eerie, D.; Jankovsky, M. "Comparison of pilot scale and full RBC-Design and operation". *Second International Conference on Fixed-Film Biological Processes*, Arlington, Virginia, 1984.
29. Kornegay, B.; Andrews, J. "Kinetics of fixed-film biological reactors". *Journal WPCF*, 40(11): R460-R468, 1968.
30. Lama Guagnelli, Manuel. "El aprovechamiento intensivo del agua en los asentamientos humanos mediante su reciclaje". *Tesis de Maestría, Facultad de Arquitectura, UNAM, 1986.*
31. Norouzian, M. Y. "Characteristics of an aerated lagoon for municipal wastewater treatment". Ph. D. Thesis, Dept. of Civil Engineering, University of Kansas, Lawrence, 1980.
32. Norouzian, M. Y. "A performance evaluations an kinetics determination of an RBC system operating at the C. U. wastewater treatment plant". *Informe del proyecto 3306. Instituto de Ingenieria, UNAM, México, 1983.*
33. Norouzian, M. Y.; Deloya Martínez, M. A. "Estudio del comportamiento de una unidad de biodiscos estructuralmente modificada". *Informe del proyecto 3332. Instituto de Ingenieria, UNAM, México, 1984.*
34. 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.
35. Opatken, E. J. "Rotating biological contactors - second order kinetics". *First International Conference on Fixed-Film*



**Biological Processes, King Island, Ohio, 1982.**

36. Pano, A.; Middlebrooks, E. J. "Kinetics of carbon and ammonia nitrogen removal in RBCs". *Journal WPCF*, 55(7): 956-965, 1983.
37. Peter, R. W.; Alleman, J. E. "The history of fixed-film wastewater treatment systems". *First International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio, 1982.*
38. Poon, C. P. C.; Chao, Y.; Mikucki, W. J. "Factors controlling rotating biological contactor performance". *Journal WPCF*, 51(3): 601-611, 1979.
39. Pretorius, W. "Some operational characteristics of a bacterial disc unit". *Water Research*, 5, pp. 1141 to 1146, 1971.
40. Richard, D.; Haag, R.; Sheth, D.; Hynek, R. J. "Pilot plant treatment of municipal and malting plant wastewaters". *Journal WPCF*, May, pp. 869-874, 1978.
41. Roques, H. "Fondements theoriques du traitement biologique des eaux". Vol. II, 2a. ed., Ed. Technique et Documentation, Paris, 1979.
42. Rushbrook, E. L. Jr.; Wilke, D. A. "Energy conservation and alternative energy sources in wastewater treatment". *Journal WPCF*, 52(10): 2477-2483, 1980.
43. Steel, E. W.; McGhee, T. J. "Water Supply and Sewerage". 5th. ed., McGraw-Hill, Tokyo, 1979.
44. 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.*

45. Torpey, W.; Heukelekian, A.; Kaplovsky, J.; Epstein, R. "Rotating disks with biological growths prepare wastewater for disposal or reuse". Journal WPCF, 43(11): 2181-2188, 1971.
46. Welch, F. M. "Preliminary results of a new approach in the anaerobic, treatment of highly concentrated wastes". Proc. 230. Ind. Waste Conference Purdue Univ., Ext. Ser. 428, 1968.
47. Welch, F. M. "New approach to aerobic treatment of wastes". Water and Wastes Engineering, 6: D12-D15, 1969.
48. Williamson, K.; McCarty, P. "A model of substrate utilization by bacterial films". Journal WPCF, 48(1): 9-24, 1976a.
49. Williamson, K.; McCarty, P. "Verification studies of the biofilm model for bacterial substrate utilization". Journal WPCF, 48(2): 281-296, 1976b.
50. Wu, Y. C.; Smith, E. D.; Chen, Ch. Y.; Miller, R. "Evaluation of RBC scale-up". First International Conference on Fixed-Film Biological Processes, King Island, Ohio, 1982.
51. Yu, Ta-Shon; Jiang, Ming-Lang; Penny, R. "Evaluation of nitrification performance by rotatin biological contactors". Second International Conference on Fixed-Film Biological Processes, Arlington, Virginia, 1984.

**A P E N D I C E   A**

## APENDICE A

Determinación del área superficial en el caso de aguas de desechos domésticos (DBO  $\leq$  150 mg/l,  $[\text{NH}_3\text{-N}] \leq$  30 mg/l).

### Ejemplo:

Se requiere determinar el área superficial necesaria para tener un efluente con las siguientes características de calidad:

- a) 15 mg/l como DBO soluble, durante todo el año.
- b) 1 mg/l como  $\text{NH}_3\text{-N}$  durante la operación en verano cuando la temperatura promedio es 17°C.
- 3 mg/l como  $\text{NH}_3\text{-N}$  durante la operación en invierno cuando la temperatura promedio es 9°C.

El gasto promedio de las aguas de desecho que serán tratadas es 10 l/s, proviene de un tratamiento primario y tiene una fuerza contaminante de 120 mg/l medida como DBO soluble y 20 mg/l de nitrógeno amoniacal.

Diseño para las condiciones de verano ( $T = 17^\circ\text{C} > 13^\circ\text{C}$ ).

### 1. Eliminación de DBO.

De la figura 5.3 la carga hidráulica requerida para dar un efluente de 15 mg/l DBO (87.5 % de eliminación) es  $\text{CH}_{1.5} = 84.09 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000 \text{ m}^2$ .

## 2. Nitrificación.

De la figura 5.4, para tener 1 mg/l de nitrógeno amoniacal (95 % de eliminación) la carga hidráulica es  $CH_{N, 15} = 62.5 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000\text{m}^2$ .

Diseño para las condiciones invernales ( $T = 9^\circ\text{C}$ )

### 1. Eliminación de DBO.

De la figura 5.3 la carga hidráulica para tener un efluente de 15 mg/l DBO, es  $84.09 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000\text{m}^2$ . Para las condiciones invernales, la figura 5.5 indica que esta carga debe reducirse por un factor de 1.5 para mantener el mismo nivel de tratamiento (87.5 %), es decir

$$CH_{\text{D}} = \frac{CH_{15}}{\alpha} = \frac{84.09}{1.5} = 56.06 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000\text{m}^2$$

$$CH_{\text{D}} = 56.06 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000\text{m}^2$$

### 2. Nitrificación.

El efluente de nitrógeno amoniacal en invierno debe ser 3 mg/l, esto es 85 % de eliminación. De la figura 5.4, para tener tal efluente la carga hidráulica es  $86.9 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000\text{m}^2$ . Para mantener este nivel de nitrificación a  $9^\circ\text{C}$  se requiere una reducción en la carga por un factor de 1.45 (de la figura 5.6), entonces la carga

debe ser:

$$CH_{N.9} = \frac{CH_{N.13}}{a_N} = \frac{86.9}{1.4} = 59.9 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000\text{m}^2$$

En el siguiente cuadro se resumen los cálculos efectuados.

**CARGAS HIDRAULICAS REQUERIDAS PARA DIFERENTES CONDICIONES  
DE OPERACION (m<sup>3</sup>/d·1000m<sup>2</sup>)**

	Verano (17°C)	Invierno (9°C)
Eliminación DBO	84.09	56.06
Nitrificación	62.50	59.93

La menor de las cuatro cargas hidráulicas calculadas, determina los requerimientos de diseño. En este caso, la carga de 56.06 m<sup>3</sup>/d·1000m<sup>2</sup> controla el diseño. El área superficial requerida es:

$$A = \frac{Q}{CH} = \frac{864 \text{ m}^3/\text{d}}{56.06 \text{ m}^3/\text{d} \cdot 1000\text{m}^2} = 15.412 \times 10^3 \text{ m}^2$$

Considerando 4 etapas iguales, el área de la primera etapa es:

$A_1 = 15412/4 = 3853 \text{ m}^2$ . La carga orgánica en la primera etapa, es:

$$L_1 = \frac{QC_0}{A_1} = 26.91 \text{ kg DBO/d} \cdot 1000\text{m}^2$$

Como  $L_1 = 26.91 > 12.2 = l_0$  (la carga orgánica límite

recomendada), la primera etapa está sobrecargada y presentará problemas de operación por anaerobiosis. Por tanto es necesario aumentar el área de la primera etapa por el factor  $26.91/12.2=2.21$

El área de la etapa 1 es entonces

$$A_1 = 2.21 (3853) = 8498.4 \text{ m}^2$$

El área sobrante,  $6913.6 \text{ m}^2$ , puede repartirse en 3 etapas iguales de  $2304.5 \text{ m}^2$  cada una.